

VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V BRNĚ

Fakulta strojního inženýrství

BAKALÁŘSKÁ PRÁCE



VYSOKÉ UČENÍ TECHNICKÉ V BRNĚ

BRNO UNIVERSITY OF TECHNOLOGY

FAKULTA STROJNÍHO INŽENÝRSTVÍ

FACULTY OF MECHANICAL ENGINEERING

ENERGETICKÝ ÚSTAV

ENERGY INSTITUTE

SNIŽOVÁNÍ CO₂ POMOCÍ ŘAS

CO₂ REDUCTION WITH ALGAE

BAKALÁŘSKÁ PRÁCE

BACHELOR'S THESIS

AUTOR PRÁCE

AUTHOR

Jakub Naider

VEDOUCÍ PRÁCE

SUPERVISOR

Ing. Jiří Vondál, Ph.D.

BRNO 2021

Zadání bakalářské práce

Ústav: Energetický ústav
Student: **Jakub Naider**
Studijní program: Strojírenství
Studijní obor: Energetika, procesy a životní prostředí
Vedoucí práce: **Ing. Jiří Vondál, Ph.D.**
Akademický rok: 2020/21

Ředitel ústavu Vám v souladu se zákonem č.111/1998 o vysokých školách a se Studijním a zkušebním řádem VUT v Brně určuje následující téma bakalářské práce:

Snižování CO₂ pomocí řas

Stručná charakteristika problematiky úkolu:

V rámci aktuálně řešené problematiky pěstování a růstu řas za účelem snižování emisí CO₂ bude cílem analyzovat zajištění vhodných podmínek pro růst řas. Klíčové je zajistit dostatek světla, CO₂, PH, teplotu a další živiny tak, aby řasy co nejvíce rostly a absorbovaly CO₂. Hodnocen bude proces kultivace řas a jeho energetická náročnost.

Cíle bakalářské práce:

- Provedení rešerše v oblasti bioreaktorů a fotobioreaktorů,
- Seznámení se s procesem růstu řas a způsobů jejich pěstování,
- Popis probíhajících procesů při růstu řas z pohledu přestupu tepla a hmoty,
- Provedení teplotní a hmotnostní bilance pro proces kultivace.

Seznam doporučené literatury:

BĚLOHLAV, Vojtěch. Návrh modelových efektivních fotobioreaktorů [online]. 2016 [vid. 2020-06-23]. Dostupné z: <https://dspace.cvut.cz/handle/10467/65934>

WANG, Bei, Christopher Q. LAN a Mark HORSMAN. Closed photobioreactors for production of microalgal biomasses. Biotechnology Advances [online]. 2012, 30(4), Biorefining: Thermochemical and Enzymatic Biomass Conversion, 904–912. ISSN 0734-9750. Dostupné z: doi:10.1016/j.biotechadv.2012.01.019

VO, Hoang Nhat Phong, Huu Hao NGO, Wenshan GUO, Thi Minh Hong NGUYEN, Yiwen LIU, Yi LIU, Dinh Duc NGUYEN a Soon Woong CHANG. A critical review on designs and applications of microalgae-based photobioreactors for pollutants treatment. Science of The Total Environment [online]. 2019, 651, 1549–1568. ISSN 0048-9697. Dostupné z: doi:10.1016/j.scitotenv.2018.09.282

Abstrakt

Práce je zaměřena na proces kultivace řas a jejich využití pro snižování emisí oxidu uhličitého. Hlavním cílem práce je hmotnostní a tepelná bilance fotobioreaktoru a návrh řešení regulace teploty. V rámci práce byla vypracována rešerše, která se zabývá jednotlivými typy bioreaktorů a fotobioreaktorů, aktuální situací kolem klimatu a vlivu kultivace mikrořas na emise oxidu uhličitého. V práci je popsán model pro regulaci teploty a přenosu hmoty deskového fotobioreaktoru.

Summary

The aim of this final thesis is the process of algae cultivation their use for carbon dioxide reduction. The main objective of this work is the mass and heat balance of the photobioreactor and the design of a temperature control system. Within the research work, an overview of certain types of bioreactors and photobioreactors, the current situation around the climate and the impact of the cultivation of algae on carbon dioxide emissions. The model for temperature control and mass transfer of a plate photobioreactor is created in this work.

Klíčová slova

fotobioreaktory, řasy, mikrořasy, biomasa, biopaliva, bioreaktory, kultivace

Keywords

photobioreactor, algae, microalgae, biomass, biofuels, bioreactors, cultivation

NAIDER, J. *Snižování CO₂ pomocí řas*. Brno: Vysoké učení technické v Brně, Fakulta strojního inženýrství, 2021. 49 s. Vedoucí Ing. Jiří Vondál, Ph.D.

Prohlašuji, že předložená bakalářská práce je původní a zpracoval jsem ji samostatně. Prohlašuji, že citace použitých pramenů je úplná, že jsem ve své práci neporušil autorská práva (ve smyslu Zákona č. 121/2000 Sb., o právu autorském a o právech souvisejících s právem autorským).

Jakub Naider

Rád bych poděkoval Ing. Jiřímu Vondálovi Ph.D. za cenné rady a připomínky, které mi pomohli k dokončení mé bakalářské práce. Dále bych rád poděkoval rodině a přátelům za veškerou podporu během studia.

Jakub Naider

Obsah

1	Úvod	2
2	Teoretická část	3
2.1	Snižování emisí CO_2	3
2.1.1	Vliv CO_2 na globální oteplování	3
2.1.2	Řasy jako součást řešení	4
2.1.3	Možnosti využití řas pro snižování emisí CO_2	5
2.2	Bioreaktory	7
2.2.1	Jednotlivé typy bioreaktorů	8
2.3	Fotobioreaktory	14
2.3.1	Otevřené kultivační systémy	15
2.3.2	Uzavřené kultivační systémy	17
2.3.3	Hybridní fotobioreaktory	21
2.4	Bilanční výpočty fotobioreaktorů	23
2.4.1	Tepelná bilance a rovnice reaktorů	23
2.4.2	Hmotnostní bilance a rovnice reaktorů	24
3	Praktická část	25
3.1	Deskový fotobioreaktor Cuvette	25
3.1.1	Hmotnostní bilance	26
3.1.2	Tepelná bilance	28
3.2	Laboratorní podmínky pro deskový fotobioreaktor	32
3.3	Regulace teploty deskového fotobioreaktoru	33
3.4	Modely pro optimalizaci růstu mikrořas	36
4	Závěr	39
	Seznam použité literatury	41
	Seznam použitých jednotek a symbolů	47
	Příloha A	49

1. Úvod

V posledních letech, mnoho zemí světa projevuje znatelnou snahu o redukci energetické spotřeby a spalování fosilních paliv a s ním přímo spojené vypouštění oxidu uhličitého do atmosféry. V roce 2019 bylo více než 84 % světové energie vyprodukováno s využitím fosilních paliv. S neustále se zvyšující spotřebou energie je spojeno i vypouštění stále většího množství skleníkových plynů a primárně oxidu uhličitého do atmosféry, kde přispívá k rostoucí hrozbě klimatické změny. Dalším faktorem je zde, že fosilní paliva jsou neobnovitelné zdroje energie a v jisté době budou světové zásoby ropy, uhlí a plynu vyčerpány. Právě z těchto důvodů jsou stále vyvíjeny nové způsoby, jak fosilní paliva plnohodnotně nahradit a zároveň snížit emise CO_2 . Jednou ze slibných možností jak tuto stále bližší hrozbu vyřešit je využití biopaliv jako zdroj energie, který by splňoval požadavky na dostatečnou výhřevnost, ekonomickou dostupnost a ekologickou nezávadnost. První generace biopaliv již dosáhla komerční úrovně. Výhoda druhé generace biopaliv je zejména to, že přímo nekonkurují zemědělskému průmyslu v požadavcích na ornou půdu a díky tomu mají menší dopad na životní prostředí. Nedokáží však soupeřit s první generací biopaliv kvůli nízkému konverznímu poměru z biomasy na biopalivo. Řasy jsou považovány za biomasu třetí generace mají vysoký potenciál pro tvorbu biopaliv, potravin, krmivo pro hospodářská zvířata a chemickou produkci. Jejich zavedení do praxe, ale stále vyžaduje pozornost z hlediska výzkumu a vývoje.

Cílem teoretické části je vyhledat aktuální informace ohledně znečištění ovzduší emisemi CO_2 a zařadit proces kultivace mikrořas do kontextu snižování těchto emisí. Představení řas a jejich potenciálu z hlediska široké škály možných produktů, jako biopaliva, potraviny, hnojivo nebo přírodní barviva. Dalším cílem je provedení rešerši v oblasti bioreaktorů, rozebrání výhod a nevýhod jednotlivých typů, možnosti využití a směr vývoje. Následné rozšíření o otevřené a uzavřené kultivační systémy a možnosti realizace komerčního využití pro různé varianty. Poslední kapitola teoretické části je zaměřena na aktuálně využívané metody pro výpočet tepelné a hmotnostní bilance.

Cílem praktické části je vytvořit model pro tepelnou a hmotnostní bilanci deskového fotobioreaktoru. Pro udržení ideálních teplotních podmínek je nutné zvolit vhodný zdroj energie, se schopností pokrýt dodávání či odebírání tepla i při letních a zimních teplotních extrémech. Součástí řešení je doporučení způsobu regulace teploty pro venkovní využití fotobioreaktoru. Dalším cílem je zhodnocení možností regulace teploty pro deskový fotobioreaktor v laboratorních podmínkách. V poslední kapitole praktické části jsou popsány komplexnější metody pro maximalizaci růstu řas.

2. Teoretická část

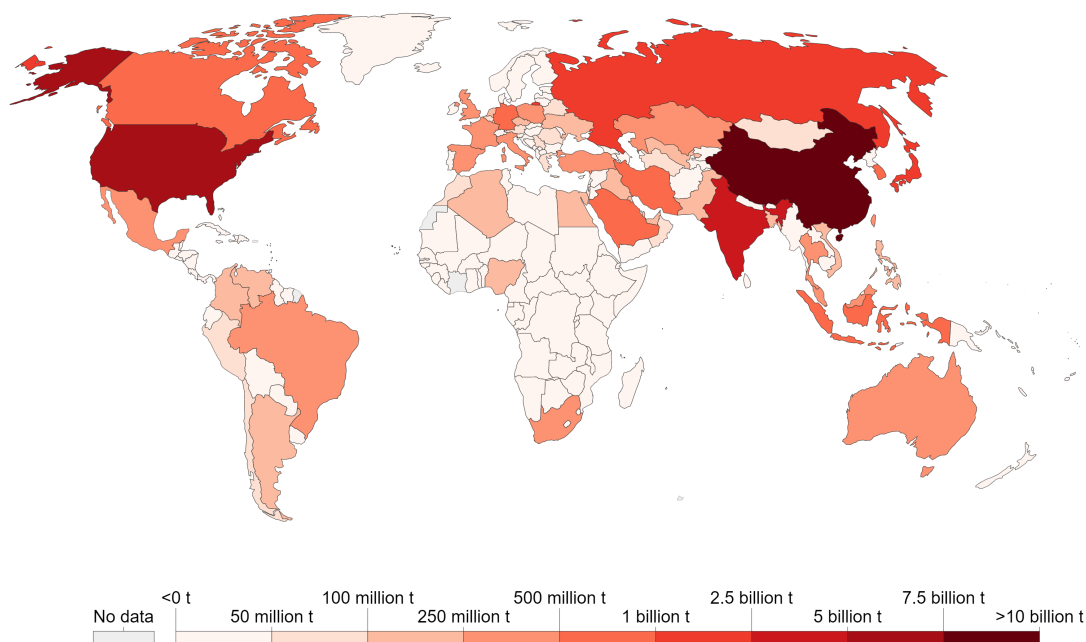
2.1. Snižování emisí CO_2

2.1.1. Vliv CO_2 na globální oteplování

Zvyšování globální teploty má nespočet enviromentálních důsledků, mezi které patří změny v světových koloběžích vody, tání ledovců a arktických ledů, způsobující zvyšování hladiny oceánů a mnohem více vlivů na podnebí [1]. Důvod vzniku globálního oteplování je přičítán slunečnímu svitu, který naše planeta absorbuje (ultrafialové a viditelné) a většinu z něj buď reflektuje nebo reemituje, ale ne všechnu energii pošle zpět do vesmíru ve formě infračerveného záření.

Jisté plyny označované dnes jako "skleníkové" plyny zabráňují části infračerveného světla opouštějící zemi do vesmíru, což otepluje zemský povrch [2]. Mezi běžně se vyskytující skleníkové plyny patří oxid uhličitý (CO_2), vodní pára, metan a oxid dusný. Přítomnost skleníkových plynů sice zajišťuje na zemi dostatečnou teplotu pro udržení života, ale vzhledem k počátku spalování fosilních paliv (uhlí, ropa, zemní plyn) v průmyslové éře začalo docházet k vypouštění obrovského množství skleníkových plynů, zejména CO_2 , do atmosféry.

Vztah mezi teplotou a obsahem skleníkových plynů v atmosféře je známý již více než století. Svante Arrhenius došel ve svých výpočtech k závěru, že při zdvojnásobení atmosférického obsahu CO_2 (v té době asi 290 ppm) by došlo k zvýšení globální teploty o 5-6 °C [3]. Díky příchodu vzorkování ledu a monitorování obsahu CO_2 v atmosféře byla empiricky prokázána silná korelace mezi atmosférickými hladinami CO_2 a globální teplotou [4]. S jasně rostoucími teplotami při zvyšování atmosférické hladiny CO_2 .



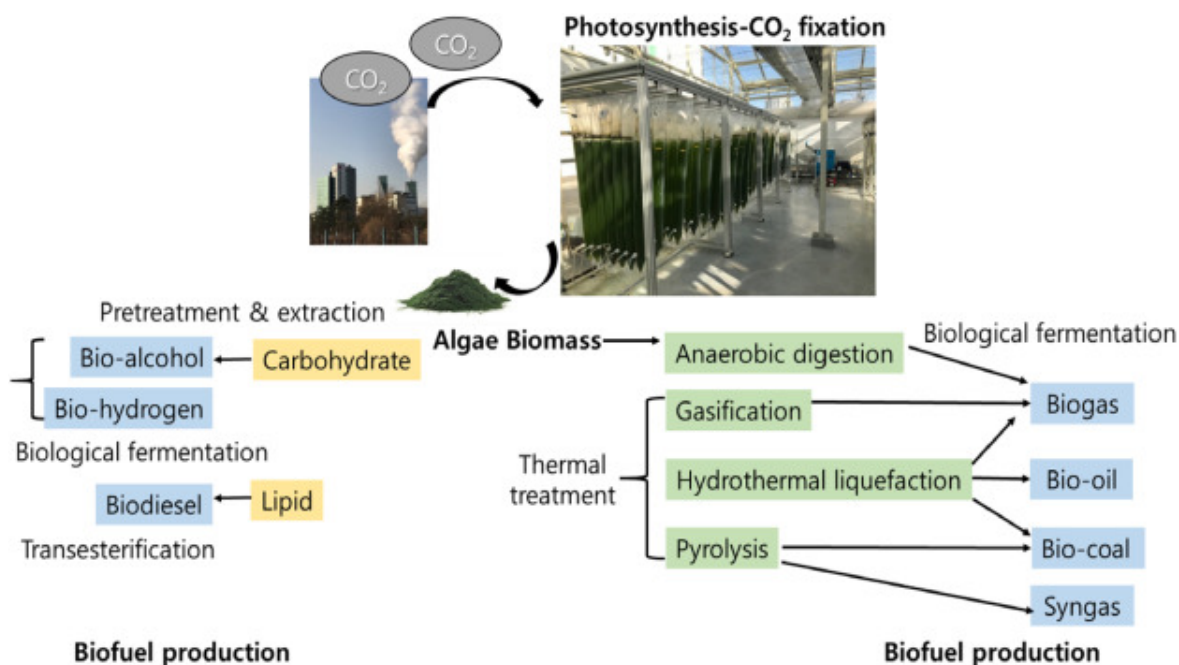
Obrázek 2.1: Podíl jednotlivých zemí na emisích CO_2 [5]

2.1.2. Řasy jako součást řešení

Řasy jsou vodní organismy schopné fotosyntézy, což jim umožňuje přeměnit atmosférické CO_2 do organické biomasy, stejně jako rostliny. Díky tomu představují řasy možnost jak snižovat obsah CO_2 v atmosféře a vytvářet tak uhlíkově neutrální produkty.

To co odlišuje řasy od tradičních biomasy je to, že nepotřebují ornou půdu, díky tomu že rostou ve vodních nádržích (což je důležité i díky tomu, že nekonkurují produkci potravin) a dokážeme s ní dosáhnout i daleko vyšší produkce [6]. Mikrořasy jsou také zodpovědné za původní transformaci zemské atmosféry přibližně před 2,5 miliardami let, kdy z velmi omezeného prostředí vytvořily atmosféru bohatou na kyslík, tato událost je známá jako Velká kyslíková revoluce [7]. Největší příležitostí, které řasy nabízejí pro snížení vypouštěného CO_2 do atmosféry je jejich využití jako náhrada za fosilní paliva. To je myšleno především jako paliva využívaná pro přepravu, jelikož zde ostatní obnovitelné zdroje (slunce, vítr) nejsou využitelné bez baterií. Mikrořasy mohou být využity pro produkci biopaliva následujícími cestami.

- Přímou produkcí vodíkového plynu pomocí enzymu nitrogenáza nebo hydrogenáza
- Extrakcí cukru z řas a jejich fermentací do ethanolu
- Extrakcí tuku z řas a následnou transesterifikací pro produkci biodieselu
- Anaerobní digescí řasové biomasy pro produkci metanu
- Zkapalnění řasové biomasy pro produkci biooleje, vodíku a metanu
- Využití metabolického inženýrství pro produkci biopaliv [8]



Obrázek 2.2: Přehled technologií přeměny řas na biopaliva [9]

Každý z těchto procesů má rozdílné výhody a potýká se s různými problémy. Mnoho společností se pokouší o komercializaci různých přístupů [10]. Kromě biopaliv je možné využívat kultivaci mikrořas i pro produkci jiných produktů: biomasa (jako jídlo, potravinu pro vodní živočichy nebo i dobytek), doplněk stravy (polynenasycené mastné kyseliny, antioxidanty), přírodní barvivo a hnojivo [11].

Na produkty nevyužívané jako palivo je možné se nahlížet také jako na koprodukty celého procesu, kdy primárním produktem zůstává palivo. Například, v případě separace řasové biomasy do lipidů, karbohydrátů a bílkovin, je možné využít lipidy a karbohydráty pro produkci paliva a bílkoviny jako potravu pro chovnou zvěř [11]. Každá z těchto možností se potýká s výzvami, které je nutné překonat, abychom dosáhli tížené komercializace, ale pro jakýkoliv trh mikrořasy nabízí snížení energetické náročnosti procesu (díky potenciálu fotosyntézy) nebo snížit požadavek na ornou půdu.

2.1.3. Možnosti využití řas pro snižování emisí CO_2

Jednou z výhod zachytávání CO_2 ve vodním prostředí a současnou produkcí biomasy je schopnost zachytávat CO_2 v nádržích v neplynné formě jako hydrogenuhlíčan pro zvýšení růstu řas. Při dobrém pH (\geq pH 7) a teplotou (pod 30 °C) je dominantní formou CO_2 ve vodě právě hydrogenuhlíčan. Řasy jsou schopné ho vstřebat do buněk pomocí aktivních cév. Řada průmyslových zdrojů CO_2 může být využita pro zásobování plynu do kultivačních nádrží obsahující řasy. Avšak různé zdroje plynu se budou lišit v koncentraci CO_2 a ostatních kontaminačních molekul a tyto parametry, stejně jako teplota plynu a objem výroby, ovlivní konstrukci dávkujícího systému pro kultivační nádrže.

Spaliny z tepelných elektráren spalující fosilní paliva mají tradičně vyšší koncentrace CO_2 mezi 10% a 20% , ale také obsahují nezanedbatelné množství oxidů dusíku a síry (NO_x a SO_x) [12]. Dodáním spalin z tepelných elektráren do kultivačních nádrží, je možné zvýšit výtěžek biomasy až trojnásobně, ale se zvyšující se energetickou náročností celého procesu [13].

Výhody využívání spalin na produkci řas však mohou být větší než dopad připisovaný inhibici fotorespirace z vysoké koncentrace CO_2 [14]. Nedávné studie ukázaly, že přímé vstřikování spalin do nádrží zvyšuje biomasovou produktivitu o 30% ve srovnání s přímým vstřikováním stejné koncentrace CO_2 [14]. Tento efekt může být přičítán přítomností doplňkových živin (síry a dusíku) ve spalinách.

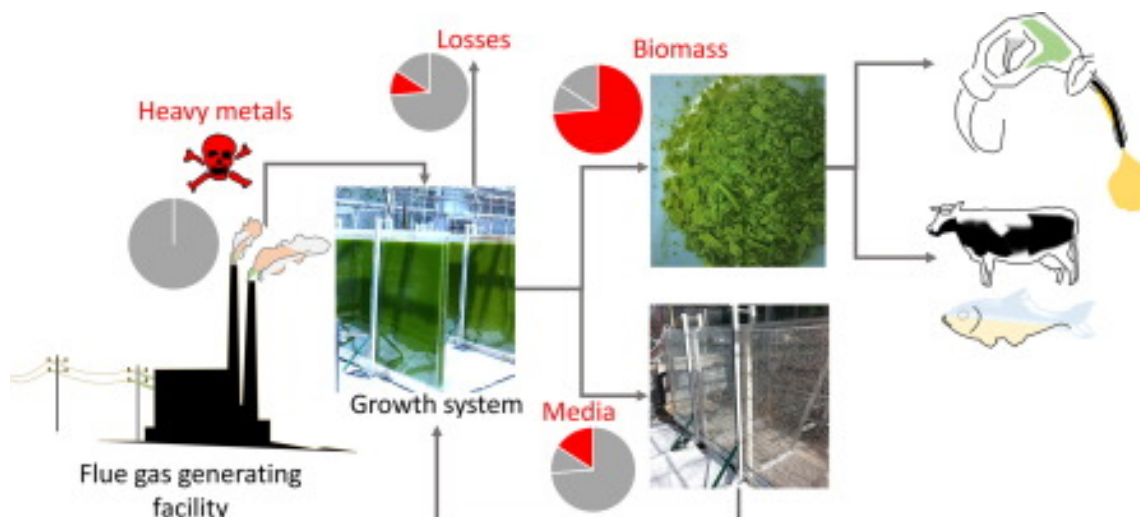
Efektivita zachycení CO_2 závisí na faktorech jako je fyziologie řas, chemické složení nádrže a teplota. Při optimálních podmínkách je možné dosáhnout účinnosti zachycení CO_2 od 80% do 99% [15]. Pro běžnou tepelnou elektrárnu o výkonu 200 MWh spalující zemní plyn, je předpokládáno, že kultivační nádrž o ploše 3600 akrů je schopná pokrýt 80% emisí CO_2 během denních hodin s předpokládanou produkcí 20g sušiny na metr čtvereční za den [16].

2.1. SNIŽOVÁNÍ EMISÍ CO_2

Pro zachycení 80% CO_2 tepelné elektrárny o stejném výkonu spalující uhlí by byla potřeba kultivační nádrž o objemu 7 000 akrů a to kvůli vyšší úrovni emisí CO_2 při tomto typu paliva a spalování.

Umístění kultivačních nádrží blízko zdrojů CO_2 představuje několik potencionálních výhod v oblasti úspory nákladů a energie. Spojením tepelných elektráren a řasových nádrží je možné dosáhnout snížení nákladů na dopravu CO_2 , zbytkové teplo může být v zimním období využíváno pro ohřívání nádrží a zvýšit ekologičnost procesu. Tato zařízení se však potýkají s problematičností možností pozemku a klimatických podmínek u lokacích elektráren. Zachycování emisí CO_2 biomasovou produkcí je možné pouze za denního světla, proto metody, které zachycují, koncentrují, ukládají a dopravují CO_2 ze zdroje do nádrže během dne musí být vyvíjeny jako součást integrovaného řešení pro zachycení co největšího množství CO_2 [17].

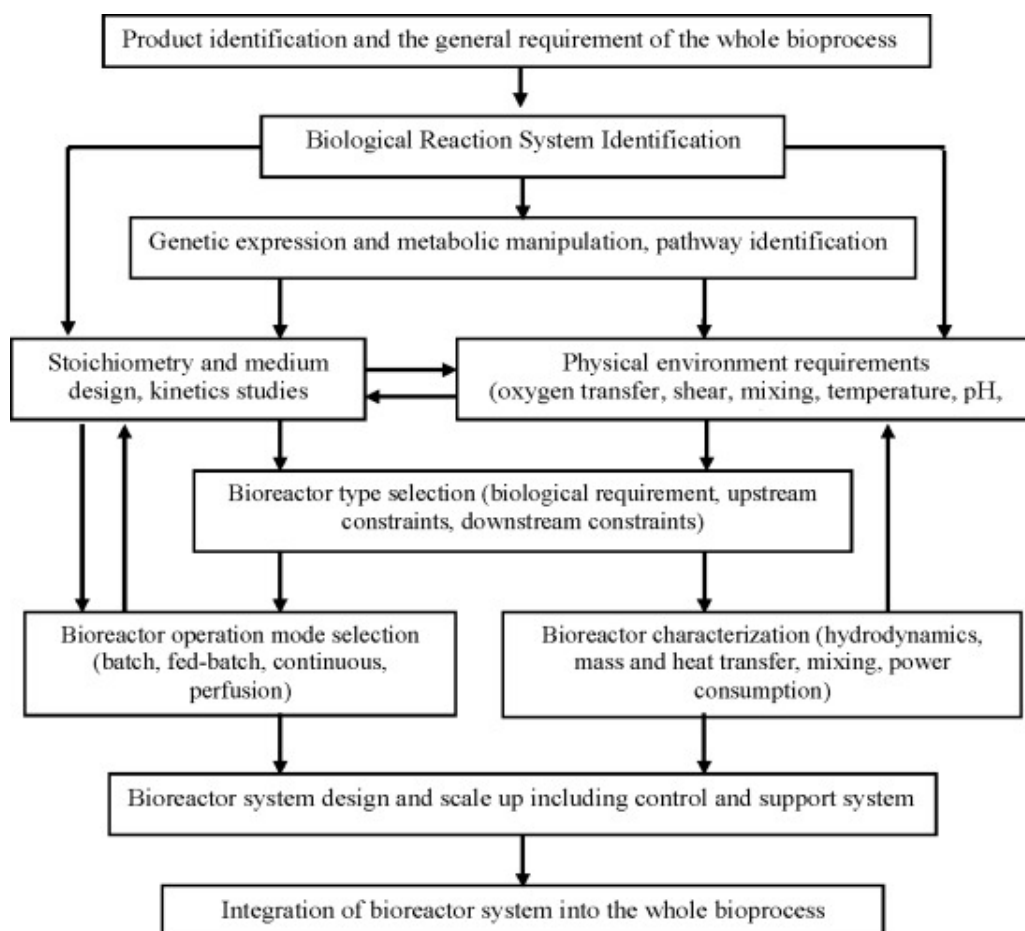
Řasy mohou být zdrojem bioenergie a to jak v pevném, kapalném, tak plynném skupenství a k tomu nabízejí možnost koproduktu ve formě cenných bioproduktů. Nedávné studie prokázaly, že spalování řasové biomasy má potenciál pro spoluspalování společně s uhlím s podobnou výhřevností jako dřevní štěpka [18]. Díky těmto a dalším slibným vlastnostem řasové biomasy je jejich kultivace a její využívání pro zachytávání CO_2 předpokládána za efektivní a udržitelnou technologii pro výrobu energie v blízké budoucnosti.



Obrázek 2.3: Schéma komplexu využívající spaliny jako zdroj CO_2 pro kultivaci řas [19]

2.2. Bioreaktory

Bioreaktory jsou prakticky všechny vyrobené nádoby ve kterých se odehrávají biologické reakce nebo změny. Biologické systémy obsahující enzymy, mikroorganismy, zvířecí a rostlinné buňky nebo tkáně. Řada typů a konfigurací bioreaktorů byla vyvinuta s cílem porozumět jednotlivým biologickým procesům. Pro zajištění ideálních podmínek ke kultivaci a růstu organismů je třeba kontrolovat a optimalizovat koncentraci rozpuštěného kyslíku, pH, teplotu, promíchávání média a dostatečné zásobování živinami [20]. Ke studiu bioreaktorů jsou potřebné znalosti ze dvou různých oborů, tedy molekulární biologie a procesního inženýrství, proto je nutná systematická spolupráce těchto odvětví. Bioreaktor je základem velkého množství biologických procesů. Chceme-li uvažovat o využití systému obsahující bioreaktor je třeba určit konečný cíl tohoto procesu (viz 2.4). Ten je často určen tržní poptávkou po produktu nebo pro prospěšný proces biotransformace. Díky rychlému pokroku v genetickém inženýrství, tedy v separaci genomů a rekombinací DNA, je dnes možné dosáhnout stejného produktu nebo biologického procesu různými biologickými systémy [20].



Obrázek 2.4: Schéma bioreaktorového inženýrství [20]

2.2. BIOREAKTORY

2.2.1. Jednotlivé typy bioreaktorů

Většina biologických reakčních systémů může být rozdělena do 2 hlavních skupin a to na suspenzní a imobilizační systémy. Promíchávané a pneumaticky promíchávané bioreaktory jsou vhodné zejména pro suspenzní kultury, zatímco membránové bioreaktory nebo bioreaktory s pevným či fluidním nosičem jsou spíše vhodnější pro kultivaci imobilizovaných enzymatických reakcí [20].

Jsou zde samozřejmě i bioreaktory, které je možné aplikovat pro obě skupiny. Design a selekce bioreaktoru je vždy unikátní, ale jsou přitom dodrženy některé základní principy. Do reaktoru musí být efektivně dodávány živiny a stejně efektivně odebírán odpad. Zároveň je potřeba najít co nejoptimálnější podmínky prostředí pro růst a produkci organismů, tak aby mohl být definován vhodný provozní stav. Dále je nutné zajistit ideální promíchávání kultivátu a v případě aerobního typu dodávku kyslíku. Bioreaktor by měl být v první řadě jednoduchý, ekonomicky dostupný a snadný na ovládání, zároveň je nutné zajistit dobré utěsnění kvůli možné kontaminaci. V praxi je často nemožné splnit všechny tyto požadavky a proto se většinou uchylujeme ke kompromisům.

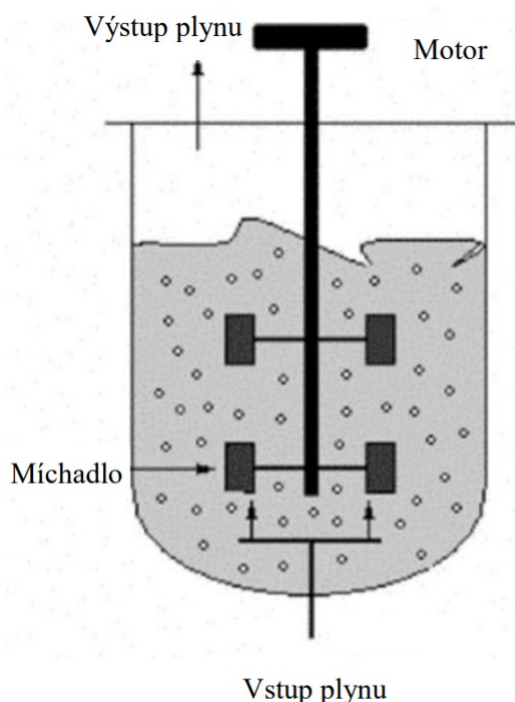
Promíchávané bioreaktory

Promíchávané nádoby a konvenční fermentory byli široce používány pro růst mikroorganismů a rostlinných nebo živočišných buněk od 60. let 20. století [21]. Jedná se o jeden z nejběžnějších typů bioreaktorů. Základním komponentem tohoto typu je míchadlo, které provozuje několik funkcí např. přenos tepla a hmoty, ovzdušnění a míšení pro homogenizaci. Nejčastěji se setkáváme s dvěma druhy míchadel a to axiálním a radiálním. U těchto bioreaktorů je kladen důraz na několik geometrických specifikací a to na vůli mezi dnem a míchadlem, velikost míchadla, velikost přepážek, typ a pozice rozprašovače, poměr výšky hladiny vůči průměru bioreaktoru atd. [21].

Pro biologické systémy citlivé na stříh, jako jsou rostlinné a živočišné buňky, nemůžeme použít konvenční míchadla, které produkují tento typ namáhání. Základní mechanismy, které vedou k fyzickému poškození buněčné struktury, patří hydrodynamická stříhová síla způsobená promícháváním a poškození vzduchovými bublinami vzniklé z nechráněného rozprašování plynu [21]. Redukcí nebo eliminací těchto problémů, se zabývalo mnoho výzkumů. Snahy o nalezení řešení se ubírali většinou cestou následujících 3 metod.

Vývoj nového okysličovacího zařízení za účelem snížení stříhu způsobeného bublinami, objevení odlišných protektivních látek a modifikace existujících míchadel a vypracování nových typů agitátorů [21]. Společně s instalací vhodného okysličovacího zařízení (např. bezbublinová aerace, plynový koš a klecová aerace) a přidáním protektivních látek (nejběžnější látkou je zde Pluronic 68) bylo provedeno mnoho modifikací míchadel za účelem dosažení větší efektivity promíchávání na spodním okraji míchadla (např. Intermig, Prochem maxflow T). Stejně tak bylo navrženo několik nových typů míchadel (např. odstředivé míchadlo nebo cell-lift míchadlo) pro umožnění kultivačního procesu buněk citlivé na stříh [21].

V bioreaktoru by mělo být minimum otvorů, abychom zajistili sterilitu procesu. Nejnáročnější otvor na utěsnění je vstup hřídele míchadla do nádoby. Nejpoužívanějším typem je mechanické těsnění, které se skládá ze dvou částí a to ze stacionární a rotující. Rotující část bývá vyrobena z uhlíku nebo keramiky [21]. Nepohyblivá část je většinou vyrobena buď z nástrojové oceli nebo keramiky. Alternativou může být také magnetický pohon. Ten využívá k přenosu kroutícího momentu magnety, které by k sobě měly být co nejbližší. Promíchávané bioreaktory mají několik výhod pro kultivaci buněk citlivých na stříh např.: existující průmyslové kapacity, spolehlivý výkon, snadné dosažení homogenních podmínek a snadná regulace. Proto jsou promíchávané bioreaktory momentálně nejvíce rozšířené ve farmaceutickém průmyslu a vyskytují se až v objemu od 10 000- 20 000l [21].



Obrázek 2.5: Promíchávaný bioreaktor [22]

Pneumaticky míchané bioreaktory

Pneumaticky míchané bioreaktory se používají pro výrobu droždí, piva nebo octu. Také je můžeme nalézt v čistíčkách odpadních vod. Existují 2 hlavní druhy pneumaticky míchaných bioreaktorů a to air-lift a bubble-column bioreaktory hlavní rozdíl mezi nimi je ten, že air-lift reaktory jsou opatřeny sací trubicou (vnitřní smyčka) nebo vnější smyčkou (viz 2.6). To představuje řadu výhod jako: prevence proti srážení vzduchových bublin; rovnoměrnější rozložení stříhového napětí napříč reaktorem a tím zajištěné výhodnější prostředí pro kultivaci buněk; podporuje cyklický pohyb tekutiny a tím zvyšuje přenos tepla a hmoty [21].

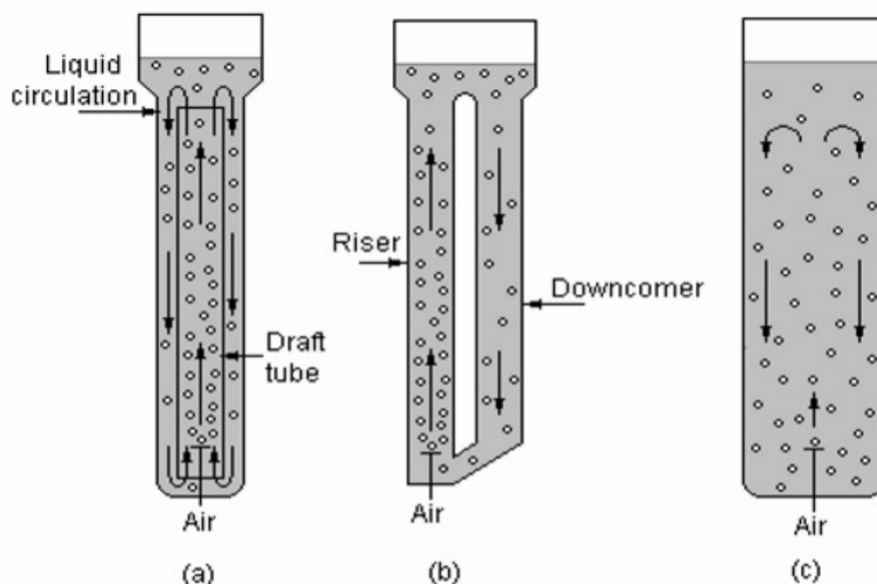
Air-lift reaktory se používají pro růst tkáňových kultur právě kvůli jejich citlivosti na stříhová napětí. V nejběžnějším typu air-lift bioreaktoru s vnitřní smyčkou (2.6a), je vzduch dávkován do nádoby rozprašovacím kroužkem na dno středové sací trubky, což směřuje cirkulaci jak vzduchu tak tekutiny.

2.2. BIOREAKTORY

Mezi hlavní nevýhody air-lift bioreaktorů patří: Vysoká pořizovací cena pro vyšší objemy; energetická náročnost; vzhledem k neustálé cirkulaci mikroorganismů je nemožné zajistit konzistentní hodnoty zdroje uhlíku, živin a kyslíku napříč nádobou.

V porovnání s air-lift bioreaktory mají standartní bubble-column bioreaktory řadu nevýhod jako například zpětné vmíchávání proudící kapalné fáze a snižování mezifázové oblasti kvůli srážení bublin ve viskózní kapalinu [21]. Tato nevýhoda se dá redukovat při rozčlenění bioreaktorů do více stupňů a rozdělení děrovanými deskami, tato realizace zároveň zvyšuje efektivitu přenosu hmoty. V nedávné době proběhla řada výzkumů charakteristik fluidní dynamiky bubble-column reaktorů a jejich aplikace na biologické procesy jako je microbialní fermentace a kultivace buněk je limitována. V studii Barbosy et al [23] byli zkoumány 2 různé druhy mikrořas *Dunaliella tertiolecta* a *D. salina*, které se kultivovaly v bubble-column bioreaktorech, ukázalo se, že nedochází k umrtí mikroorganismů vlivem stoupání a praskání bublin. Namísto toho bylo objeveno, že za umrtí buněk může převážně utváření bublin u rozprašovače vzduchu [21].

Obecně výzkum pneumaticky míchaných bioreaktorů, jak air-lift tak bubble-column, se zabývá spíše modifikacemi na již existujících typech reaktorů než na vývoji nových typů pneumaticky míchaných bioreaktorů.



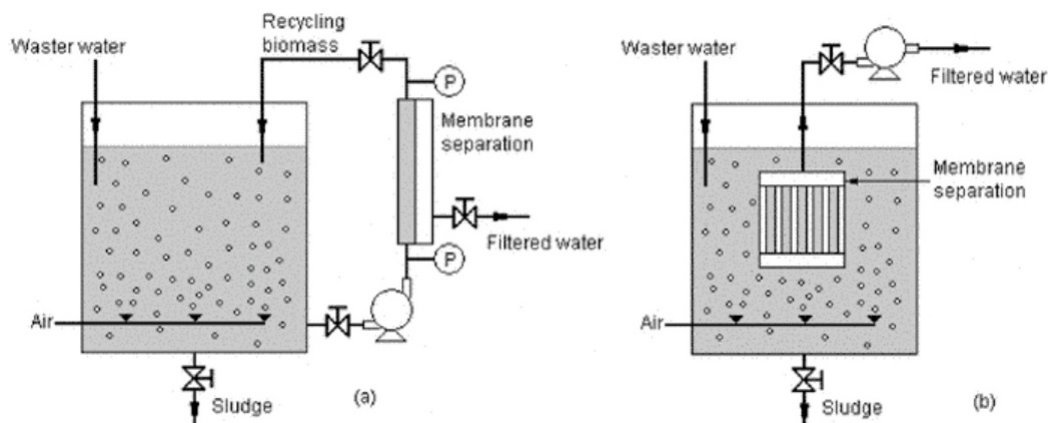
Obrázek 2.6: air-lift a bubble-column bioreaktory, (a) Air-lift se sací trubicou (b) Air-lifts vnější smyčkou (c) Bubble-column [22]

Membránové bioreaktory

Membránový bioreaktor (zkr. MBR) je reaktor, který kombinuje biologickou degradaci a proces separace pevné a kapalné fáze, což je prováděno membránovou filtrací. Mezi nejběžnější filtrační procesy patří technologie mikrofiltrace (MF) nebo ultrafiltrace (U). Obě tyto technologie poskytují kompletní fyzické zadržení nežádoucích částic [24].

Průlom v používání MBR byl návrh představen Yamamoto et al [25] v roce 1989 při ponoření membrán do bioreaktoru (viz 2.7b). Do té doby byli membránové sekce umísťovány mimo reaktor (viz 2.7a) a bylo nutné zajistit velký transmembránový tlak k zajištění filtrace, což bylo energeticky náročné. V následujících letech bylo možné pozorovat exponenciální nárůst aplikací membránových bioreaktorů v městských i průmyslových čistíčkách odpadních vod. Nejběžnější aplikace MBR se nachází právě v čistíčkách odpadních vod a odpadních plynů, kde je použit konvenční proces CASP (Conventional activated sludge process) ve spojení s membránovou separací k zachování biomasy. Vzhledem k obecné velikosti pórů pod $0,1\mu\text{m}$ [26] produkuje MBR čistou a prakticky dezinfikovanou odpadní vodu. Současně koncentruje biomasu a snižuje potřebný objem nádrže a zvyšuje účinnost celého biologického procesu. Navíc při odstranění požadavku na zachytávání biomasy neovlivňuje průtok MBR kvalitu vody prostřednictvím bránění usazování pevných látek, jak je tomu v případě CASP. Na druhou stranu hydraulické a organické rázy mohou mít negativní dopady na provoz MBR.

Membrány jsou vyráběny z řady různých materiálů jako celulózy, acetátu a nitrátu, difluoridu nebo také z keramiky, silikonu, gumy. Využití membránových bioreaktorů se dá kategorizovat do 4 sekcí: biokatalýza, fermentace, buněčná kultura a čištění odpadních plynů [26].



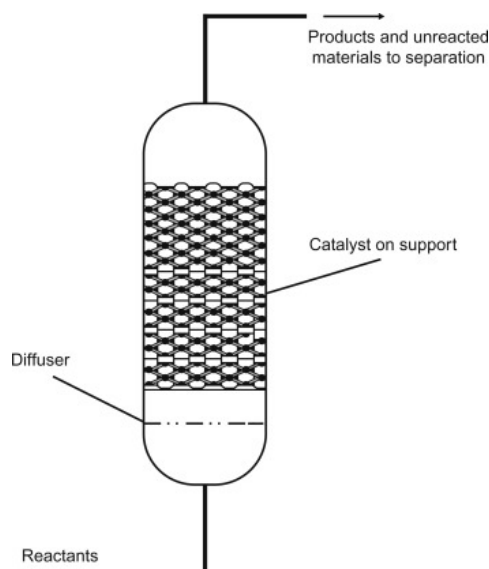
Obrázek 2.7: Membránový bioreaktor, (a) s externí membránovou separací (b) s ponořenou membránou [22]

2.2. BIOREAKTORY

Bioreaktory s pevným ložem

Bioreaktory s pevným ložem jsou nejběžněji používané bioreaktory pro imobilizované systémy. Tento typ bioreaktoru má výhodu v jednoduchosti procesu a vysokou reakční rychlostí. Mezi hlavní nevýhody bioreaktorů s pevným ložem jsou relativně malé přenosy tepla a hmoty z důvodu nízké rychlosti kapaliny. Bioreaktor se skládá ze sloupce naplněného imobilizovanými buňkami (viz 2.8) skrz, který protéká roztok substrátu. Proces probíhá v režimu plug-flow (zátkový tok) s minimem zpětného míchání. Pokud je zvolen ideální objemový průtok je možné dosáhnout velmi vysoké nebo i kompletní konverze substrátu v jediném průchodu sloupcem [27]. Bioreaktory s pevným ložem se běžně používají pro produkci ethanolu, aceton-butanol-ethanolu, kyseliny mléčné a enzymů. Tyto bioreaktory často vytvářejí zatuchající kapsy plynu, které způsobují nízkou distribuci kapalin. Proto nejsou tradičně používány při aerobních fermentačních procesech. Za účelem zabránění akumulace plynu vyvinuli Shiotani a Yamane [28] mělký horizontální bioreaktor s pevným ložem pro ethanolovou fermentaci. Díky volnému prostoru nad ložem je možné vypouštět z reaktoru nežádoucí oxid uhličitý. Oproti běžnému vertikálnímu bioreaktoru s pevným ložem byla zvýšena produkce ethanolu o 150%.

V nedávné době byl vyvinut nový typ bioreaktoru s pevným ložem, bioreaktor s vláknitým ložem (zkr. FBB) používaný pro imobilizovanou buněčnou fermentaci [27]. Spirálovitě vinutý materiál je zasazen volně dovnitř sloupce. Toto unikátní uložení umožňuje volné proudění plynů, kapalin a pevných částic uvnitř lože bioreaktoru. Tento typ bioreaktoru úspěšně použít pro fermentaci několika druhů organických kyselin (kyselina mléčná, kyselina octová, kyselina máselná atd.). Oproti klasickému bioreaktoru s pevným ložem bylo dosaženo výrazně vyšší produktivity reaktoru a větší konečné koncentraci produktu. Nej důležitějším objevem bylo zjištění, že FBB je schopen se rychle přizpůsobit a obohatit kultury s vysokou tolerancí k produktům inhibiční fermentace [27], což vedlo k dvoj až trojnásobnému zvýšení konečné koncentrace produktu. Buňky adaptované v FBB měly vyšší růstovou rychlost než v původní kultura očkovaná do bioreaktoru.

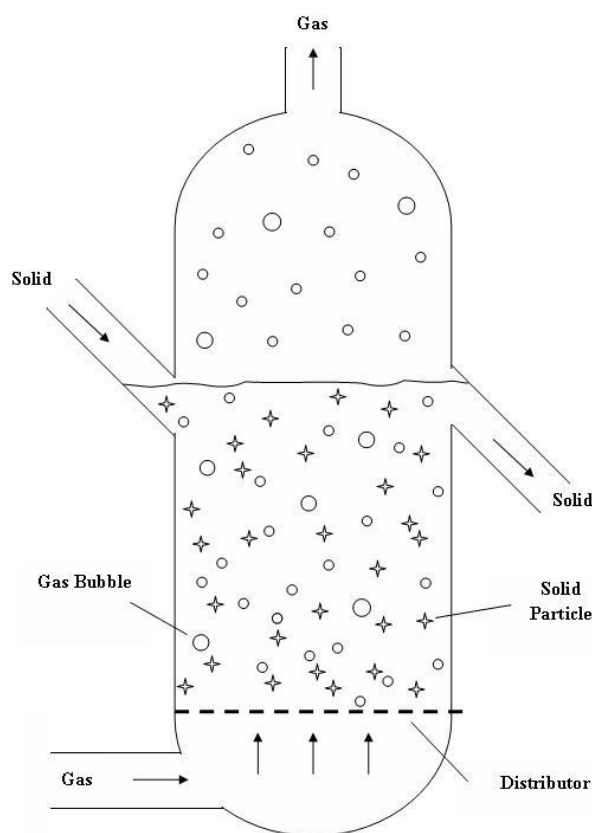


Obrázek 2.8: Schéma bioreaktoru s pevným ložem [29]

Bioreaktory s fluidním ložem

Bioreaktor s fluidním ložem je další široce využívaný bioreaktor pro immobilizační systémy. Zjednodušené schéma bioreaktoru s fluidním ložem můžeme vidět na 2.9. Tyto reaktory využívají jak kontinuálního míchání tak nucené aerace a díky tomu představují možnost mezi dvěma extrémy a to bioreaktory s pevným ložem a promíchávanými bioreaktory. Proud plynu směřuje vzhůru skrz perforovanou základní desku (distributor), aby fluidizoval částice substrátu. Kvůli tomu fungují nejlépe s jemnými částicemi. Abychom zabránili seskupování větších, kohezivních částic, které je obtížné fluidizovat, je možné zavedení míchadla na dno nádoby [30]. Velký objemový průtok vzduchu zajišťuje dobrý přesun tepla a hmoty mezi částicemi substrátu a plynou fází. Bioreaktory s fluidním ložem jsou využívány pro produkci cyklodextrinu, aceton-butanol-ethanolu a ethanolu [27]. Aplikace systémů bioreaktoru s fluidním ložem s buňkami o vysoké hustotě může navýšit objemovou výrobu ethanolu [31] oproti běžným dávkovým systémům.

Mezi hlavní výhody těchto reaktorů patří nižší riziko kontaminace oproti běžnému promíchávanému reaktoru díky absenci těsnění hřídele a vyšší produktivita kvůli menšímu zpětnému míchání. Oproti bioreaktorům s pevným ložem se dokážou lépe přizpůsobit 3. fázi proudění plynu a usnadňují multi-fázové míchání [27], což redukuje limity přenosu hmoty a inhibici substrátu nebo produktu. Mezi nevýhody těchto bioreaktorů můžeme zařadit možné narušení mikrobiální integrity způsobené stříhovými silami vzniklé průběžným promícháváním a vysoké energetické náklady spojení s kontinuální aerací a vysokou rychlostí dodávaného vzduchu nutného k fluidizaci. Dále bylo prokázáno, že bioreaktor s fluidním ložem vykazuje provozní potíže [27].



Obrázek 2.9: Schéma bioreaktoru s fluidním ložem [32]

2.3. Fotobioreaktory

Fotobioreaktory představují typ reaktorů, které jsou speciálně navrženy pro kultivaci fototrofních organismů jako například fotosyntetické bakterie, sinice, mikrořasy a rostlinné buňky [33]. Fotobioreaktory (zkr. PBR) se v posledních desítkách let stali předmětem velkého počtu výzkumů a bylo dosaženo mnohých inovací a nových návrhů, většina z nich byla prozatím aplikována převážně pro laboratorní podmínky. Fotobioreaktory se postupně stávají tváří "zeleného" průmyslu a zaměřují se na ně i designové soutěže, jak můžeme vidět na 2.10. PBR můžeme definovat jako kultivační systém ve kterém jsou, pro fototrofní organismy, hlavním zdrojem energie fotony, které nedopadají přímo na povrch kultivátu, ale prochází skrze průhlednou zeď reaktoru před dodáním energie kultivovaným buňkám. V klasickém PBR je přímé znečištění plynem, tekutinou (např. deštěm) a částicemi (mikroorganismy, hmyz, prach) mezi kultivátem a atmosférou silně omezeno.

Druhým způsobem jak kultivovat fototrofní organismy jsou otevřené kultivační systémy, které narozdíl od PBR neposkytují ochranu před kontaminací od okolního prostředí. Na druhou stranu jsou snadno navrhovatelné pro průmyslová měřítka, levnější na provoz a vybudování a také jsou odolnější než podobně velké uzavřené systémy. Posledním typem kultivačních systémů jsou pak hybridní fotobioreaktory, které kombinují obě předchozí varianty a tvoří tak celek spojených kultivačních systémů.



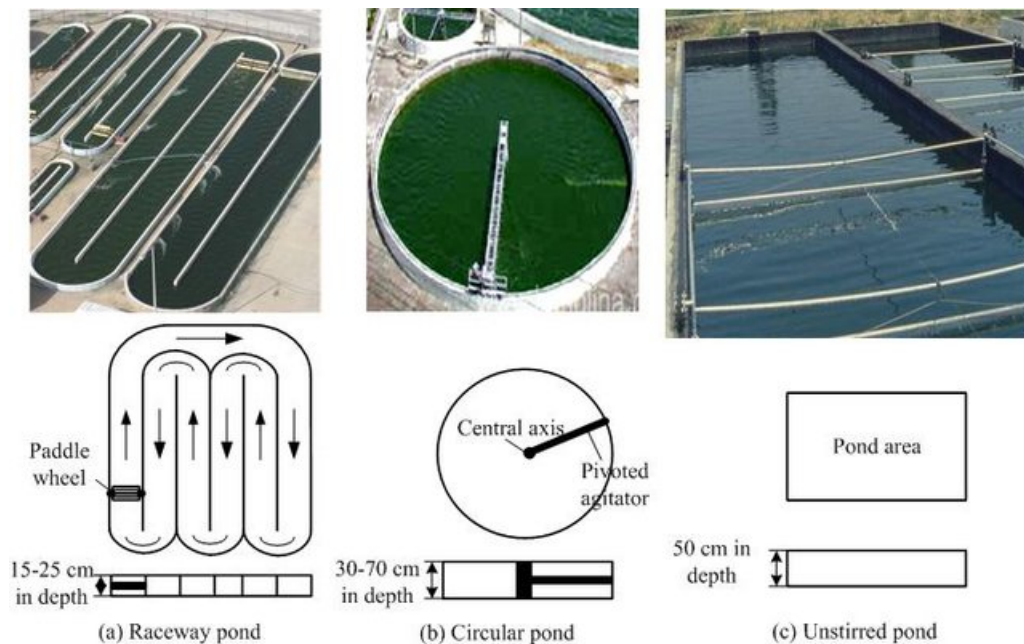
Obrázek 2.10: Design Charlese Leeho "Photobioreactor Sculpture" vítěz Hatchspace 2008 [34]

2.3.1. Otevřené kultivační systémy

Otevřené nádrže

Mezi nejběžnější konstrukci otevřených kultivačních systému patří otevřené nádrže, které jsou tvořeny mělkými tratemi (0,15-0,45m) a vyrobené s betonovým, hlíněným nebo s plastovým dnem [35]. Otevřené nádrže jsou nejběžněji traťové, ale mezi běžné konstrukce patří i kruhové a nepromíchávané (viz 2.11). K zajištění potřebného míchání kultivátu je využíváno lopatkové kolo. I přesto, že je potřebná energie pro míchání nízká, je nízká i efektivita dodávky plynu. Pro zvýšení růstu kultivátu je možné přidat do systému ovzdušňovače pro dodávání CO_2 do systému.

Vzhledem k tomu, že se běžně nekontroluje teplota vody a dodávání energie ve formě fotonů obstarává sluneční svit, jsou otevřené kultivační systémy silně závislé na místních teplotních a slunečních podmínkách. Zatímco vypařování částečně ochlazuje a reguluje teplotu nádrže, vede zároveň k nežádoucímu úbytku vody. Kvůli možné kontaminaci okolním prostředím je počet druhů řas, které by se daly kultivovat v těchto systémech, velmi limitován. Ku příkladu, řasa *Chlorella* musí být pěstována v nutričně bohatém médiu, *Spirulina* vyžaduje vysoké PH a *D. salina* vysokou slanost [36].



Obrázek 2.11: Konstrukce otevřených nádrží a) traťová nádrž b) kruhová nádrž c) nepromíchávaná nádrž [37]

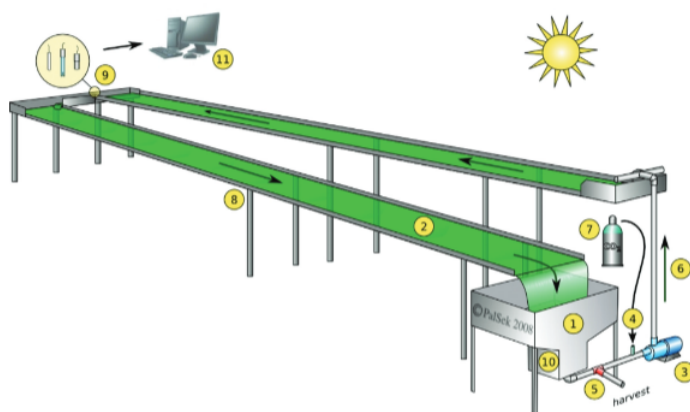
2.3. FOTOBIOREAKTORY

Kaskádový kultivační systém

Kaskádový systém je tvořen sérií nakloněných rovinných panelů, po kterých stéká kultura. Nedílnou součástí jsou zadržovací nádoby a přepadová zařízení (viz 2.12), která zajišťují cirkulaci kultury. Kultivační médium se rovnoměrně a v tenkých vrstvách nanáší na nakloněné pásy. Díky malé tloušťce stékajícího média dochází k prozáření celé vrstvy, to představuje výhodu oproti klasickým otevřeným nádržím.

Zůstává zde, ale nevýhoda možné kontaminace a na stejné zastavěné ploše využití výrazně menšího objemu kultivačního média. Mezi hlavní problémy při aplikacích pro průmyslová měřítka jsou nedostatek vířivého pohybu, který nedokáže zabránit sedimentaci řas, vysoká energetická náročnost přečerpávání média do vrchní části systému a ztráta CO_2 při přepadávání média. [38]

Tento koncept vznikl v Československu v 50. letech minulého století [39]. První model byl vybudován v Botanické zahradě Slovenské Akademie Věd v Košicích v roce 1958 výzkumným týmem vedeným Ivanem Šetlíkem. Další vývoj byl i s výzkumným týmem přesunut do nově založeného Institutu Mikrobiologie v Třeboni. Laboratoř pro výzkum řas, která patřila pro tento výzkum, zkoumala možnosti komerčního využití pro kultivaci mikrořas v průmyslovém měřítku. Výzkum byl přerušen při vpádu sovětských vojsk do země roku 1968 a znovu obnoven při politických změnách roku 1989 a pokračuje do dnes [39].

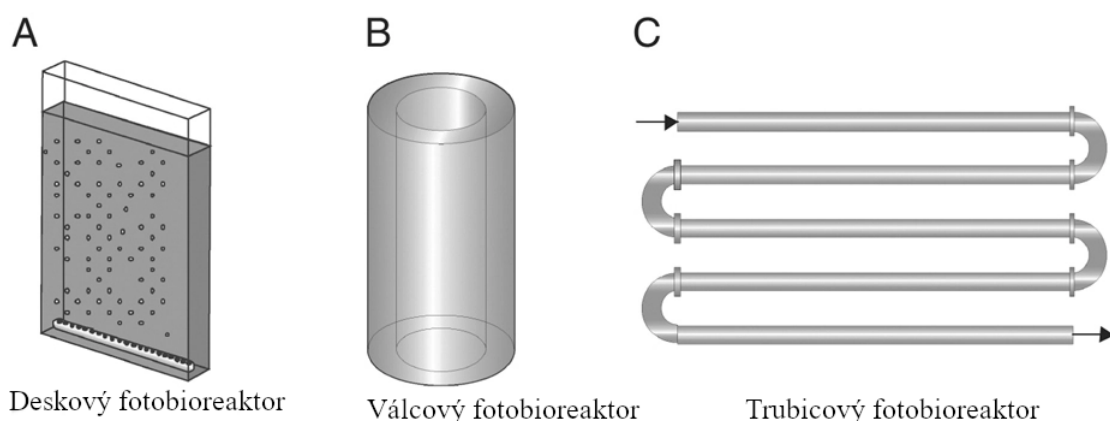


Obrázek 2.12: Schéma kaskádového kultivačního systému [40]

2.3.2. Uzavřené kultivační systémy

S cílem zamezit riziku kontaminace, umožnění vyšší produktivity celého systému a regulací provozních hodnot bylo vyvinuto několik konstrukcí uzavřených kultivačních systémů, tyto systémy mají nižší zastavěnou plochu a nižší sklízecí cenu na tunu vyprodukovaných řas než otevřené systémy. Uzavření je dosaženo pomocí zakrytí média průhlednými materiály nebo skleníkem, tato metoda je však ekonomicky nevýhodnější zejména pro velké zastavěné plochy. Jedním z nejjednodušších a nejlevnějších způsobů pro kultivaci dávkové kultury je polyetylenový sáček.

Mezi běžně používanější a odolnější materiály pro konstrukci uzavřených systému jsou například sklo, polyetylen nebo polykarbonát [41]. Díky uzavření systému a kontroly provozních hodnot média je výhodná realizace těchto reaktorů ve výrazně více oblastech než je tomu u otevřených systémů. Navíc uzavřené PBR, umožňují perfektní promíchávání média, které vede k optimálnímu prozáření kultivátu pro růst řas a lepší výměnu plynu. Možnost zajištění konkrétních podmínek pro kultivaci umožňují produkovat i velmi citlivé druhy řas. Investiční a provozní náklady a náklady na údržbu jsou oproti otevřeným systémům větší. Výše provozních nákladů je ovlivněna převážně nutností zařízení pro cirkulaci kultivačního média. Zásadní nevýhodou těchto systémů je sedimentace řas a dalších nečistot na transparentních plochách [38], což způsobuje snížení efektivity prozáření kultivačního média. Mezi nejběžnější konstrukce uzavřených systémů patří deskové, trubkové a válcové fotobioreaktory (viz 2.13.). [42]



Obrázek 2.13: Konstrukce uzavřených kultivačních systémů [43]

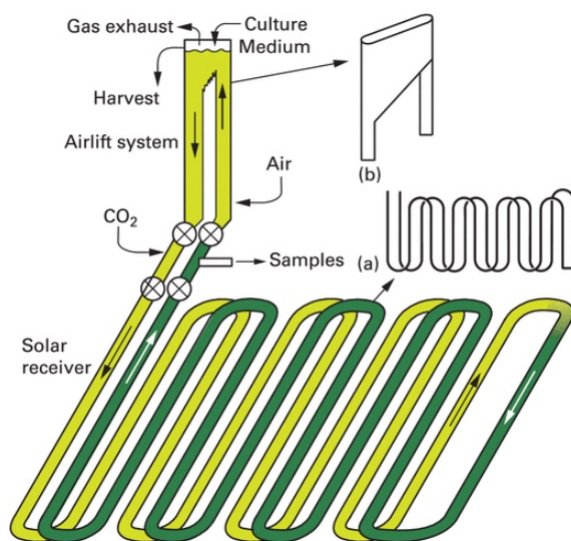
2.3. FOTOBIOREAKTORY

Trubicové fotobioreaktory

Trubicové fotobioreaktory se skládají ze systému průhledných trubek, které mohou být situovány vertikálně do více vrstev či horizontálně v jedné vrstvě, méně používanou možností je pak uložení trubek nakloněných nebo spirálních. Materiál trubek může být sklo, akryl, průhledný silikonový pryž nebo měkký plastový polyetylen. [42] Průměr trubek je navrhován tak, aby docházelo k optimálnímu prozáření kultivačního média, jehož proudění zajišťuje čerpadlo nebo aerační systém, díky kterému je do systému intenzivně dodáván oxid uhličitý.

Systém tak můžeme rozdělit do dvou částí a to na aerační a ozařovanou (viz 2.14.). V ozařované části probíhá celý proces fotosyntézy a produkce řas, aerační systém zamezuje sedimentaci řas na povrchu trubek pravidelným promícháváním kultivačního média, zároveň zde dochází ke sběru vyprodukovaných řas a odstraňuje akumulované O_2 ze systému. Ozařovaná část je navrhována, aby minimalizovala odpor proudění a zabírala minimum prostoru a tím snižovala nároky na zastavěnou plochu. Ve srovnání s ostatními fotobioreaktory jsou hlavními nevýhodami těchto systému zejména vysoká energetická náročnost mechanického míchání a nízký poměr mezi zpracovávaným objemem a prozářeným povrchem systému, což komplikuje aplikace pro průmyslová měřítka. [44]

Jeden z největších postavených fotobioreaktorů se nachází v německém městě Klotze. Toto zařízení se skládá z přímých horizontálních trubek, které jsou seskládány do tkz. plotu. Celý tento systém má objem 700 m^3 a pokrývá zastavěnou plochu o $10\,000\text{ m}^2$ a každoročně produkuje 120 - 140 tun mikrořas [36].



Obrázek 2.14: Trubicový fotobioreaktor (a) aerační systém (b) Ozařovaná část [45]

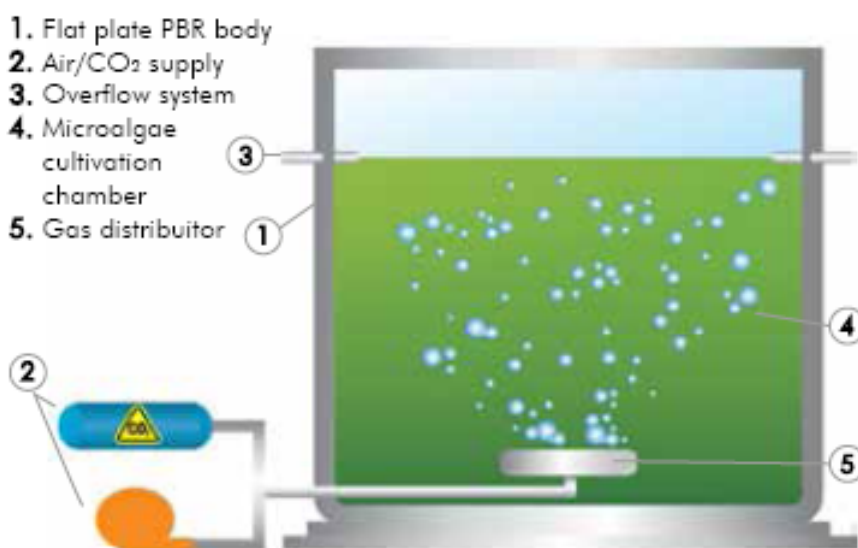
Deskové fotobioreaktory

Deskové fotobioreaktory (zkráceně FP-PBRs) jsou uzavřené fotobioreaktory složené ze série tenkých kultivačních nádob, které se vyznačují vysokým poměrem ozařované části ku celkovému objemu zpracovávaného média. FP-PBRs jsou tvořeny průhlednými deskami, které umožňují prozařování kultivačního média.

Tyto reaktory mohou být orientované přímo do směru slunečního svitu a tím maximalizovat využití solární energie. Na 2.15 se nachází schéma jednoduchého deskového fotobioreaktoru, který se skládá z (1) těla reaktoru, (2) aeračního systému, (3) systému pro odvod O_2 , (4) komorou pro kultivaci mikrořas a (5) rozprašovačem plynu.

Výhodou je zde absence čerpadla díky čemuž, je energetická náročnost systému nižší. Promíchávání zde zajišťuje aerační systém, který zároveň dávákuje do systému CO_2 a živiny potřebné k fotosyntéze. Použitý plyn může být navíc částečně recyklován s účelem většího využití CO_2 ve směsi. Oproti trubicovým fotobioreaktorům lze dosáhnout vyšší fotosyntetické účinnosti [46]. Ve srovnání s traťovými nádržemi dokáží vyprodukovat stejné množství mikrořas až na šestkrát menším objemu [46].

Rychlost míchání je však omezena mírou vstřikování plynu po celé délce dna fotobioreaktoru [47]. Další nevýhodou je znečištění transparentních ploch kvůli sedimentaci řas. Ve srovnání s trubicovými fotobioreaktory poskytují FP-PBRs nižší výtěžnost mikrořas ku zastavěné ploše, což je přičítáno možnosti pouze malé hloubky průniku světla bez možnosti difuze světla [48] (pokud nejsou umístěny ve vysokém sklonu v horizontální poloze).



Obrázek 2.15: Schéma deskového fotobioreaktoru [49]

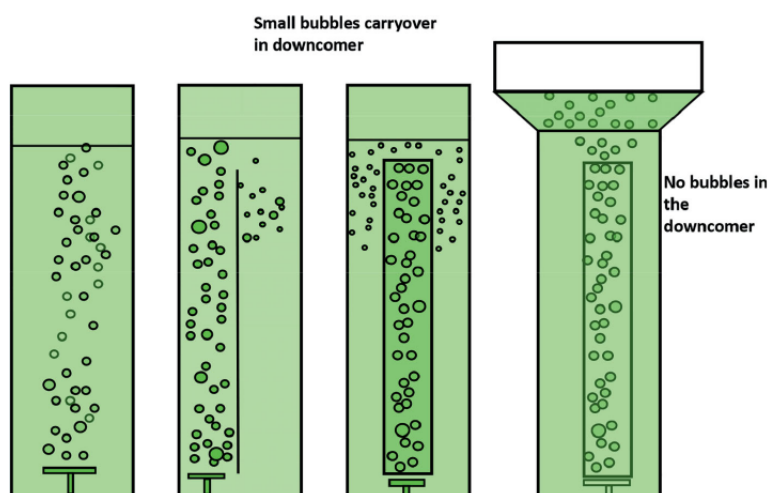
2.3. FOTOBIOREAKTORY

Válcové fotobioreaktory

Válcové fotobioreaktory se skládají z průhledných válcových nádob, které jsou z vnějšku ozařovány. V posledních dobách se vyskytuje i varianta, kdy je médium uměle prozařováno zevnitř [38]. Ve spodní části nádoby se nachází rozprašovač plynu, který dodává řasám CO_2 a v případě absence čerpadla zajišťuje i míchání. Rozměry válcových fotobioreaktorů běžně nepřesahují průměr 0.4m a výšku 4m [50]. Průměr nádoby je zde důležitý z důvodu zajištění optimálního poměru ozářené plochy vůči celkovému objemu, aby bylo zajištěno prozáření celého zpracovávaného média je nutné intenzivní promíchávání. V případě vyšších válců může docházet ke gradientům obsahu CO_2 v důsledku čeho by došlo k hladovění mikrořas a vytváření gradientů PH. [51]

Válcové fotobioreaktory se vyznačují vysokými koeficienty objemového přenosu plynu. Distribuce bublin plynu ze dna nádoby umožňuje efektivní využití CO_2 a optimální odbírání O_2 . Proto je zde produkce mikrořas omezena hlavně intenzitou prozařování. Při využití pneumatického míchání pomocí aeračního systému dochází k jemnému promíchávání pouze s minimem stříhového napětí a poškození buněk. [52]

Jednotlivé konstrukce válcových fotobioreaktorů (viz 2.16) se liší od původního designu(a) převážně v přidání přepážky (b) či vnitřní trubky(c), která odděluje aerační část fotobioreaktoru od prozařované části. Posledním typem se stává konstrukce s plynovým separátorem(d), který limituje tvorbu již zmíněných gradientů CO_2 [46].



Obrázek 2.16: Jednotlivé typy válcových fotobioreaktorů a) bubble column b) airlift s přepážkou c) airlift s vnitřním okruhem d) airlift s vnitřním okruhem a plynovým separátorem

2.3.3. Hybridní fotobioreaktory

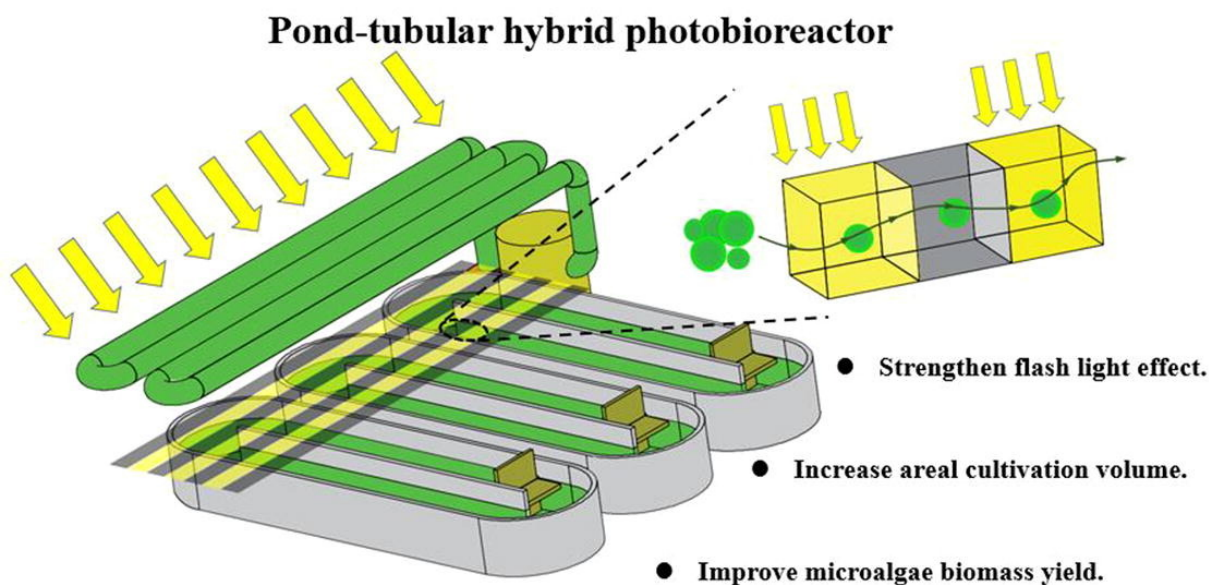
Hybridní fotobioreaktory jsou považovány za velmi slibnou alternativu pro produkci mikrořasového kultivátu [53]. Tyto fotobioreaktory charakterizuje spojení dvou strukturálních prvků otevřených a uzavřených systémů [54]. Jednu z možných realizací konstrukce tohoto typu fotobioreaktoru můžeme vidět na obrázku 2.17. Oproti běžné konstrukci traťového systému vzrostl výtěžek biomasy o 54 % [55].

Tyto konfigurace směřují k minimalizování nevýhod předchozích variant limitováním poměru povrchu ku celkovému objemu a realizacemi pro průmyslová měřítka.

Tyto systémy si zakládají na výhodném poměru výšky ku průměru a vhodném počtu reaktorů s velkou pracovní zátěží. Zároveň jsou u těchto systému běžně nižší pořizovací a provozní náklady než je tomu u uzavřených systémů. Řasy bývají prvně kultivovány ve fotobioreaktoru, k dosažení vysoké hustoty startovní kultury, která je poté přesunuta do otevřeného systému, zde dochází k optimální produkci biomasy.

Šance na kontaminaci v otevřeném systému jsou u těchto fotobioreaktorů výrazně nižší díky tomu, že mikrořasy jsou v této formě výrazně odolnější a jsou schopny velice efektivně konkurovat ostatním mikroorganismům [56].

Na druhou stranu, dnes bohužel neexistují žádné perfektní fotobioreaktory pro masovou konverzi CO_2 . Problémem jsou zde praktické problémy jako aplikace pro průmyslová měřítka, provozní a pořizovací náklady a životnost [44]. I přes to, tyto systémy představují slibnou cestu k optimalizaci konverze CO_2 a proto je zřejmé, že se v následujících letech objeví mnoho výzkumů a vývojů, které budou mít za cíl překonat tyto bariéry. V tabulce 1. můžeme vidět srovnání hybridních fotobioreaktorů s jednotlivými konstrukcemi otevřených i uzavřených systémů.



Obrázek 2.17: Kombinace trubkového a traťového fotobioreaktoru [55]

Systém	Reaktor	Charakteristiky	Poznámky k biokonverzi CO_2
Uzavřené	Trubicové	Vysoká objemová hustota biomasy Akumulace O_2 Potřeba velké zastavěné plochy Nejlepší výměna plynů	Nerovnováha koncentrace CO_2/O_2 po celé délce trubice kvůli využití CO_2
		Největší fotosyntetická účinnost	Věšší bubliny mohou způsobit poškození buněk
	Bubble column	Nižší požadavky na zastavěnou plochu Vysoké náklady	Ve srovnání s trubicovými a deskovými má lepší konverzní poměr CO_2
		Problémy s průmyslovými aplikacemi Žádné pohyblivé mechanické součástky Vysoký přenos hmoty Dobré promíchávání s nízkými energetickými nároky a stříhovými silami Nízké energetické nároky	Vyšší fotosyntetické poměry Odstraňování akumulovaného kyslíku aeračním systémem Vysoká rozpustnost CO_2 v médiu
Otevřené	Deskové	Snadné odebrání O_2 Nízká fotosyntetická účinnost Stříhové síly z aerace	Mohou vznikat vzduchové kapsy vzhledem k nedokonalému promíchávání plynu
		Nejvyšší pracovní zátěž Vysoká produktivita Nižší energetické nároky Nízké náklady	Nejlepší CO_2 konverzní poměry Nedochází k akumulaci O_2 Hydrodynamické parametry jsou srovnatelné s ostatními konfiguracemi
Otevřené	Traťové	Nízká koncentrace biomasy Vysoké riziko kontaminace Problémy s regulací provozních parametrů Velké množství odpařené vody	Vysoké ztráty CO_2 Nízké konverzní poměry CO_2

Tabulka 2.1: Srovnání různých konstrukcí systémů pro produkci mikrořas s biokonverzí CO_2 [56]

2.4. Bilanční výpočty fotobioreaktorů

2.4.1. Tepelná bilance a rovnice reaktorů

Společně s ozařováním se teplota v průběhu dne mění a díky tomu je jednou z neobtěžnějších a nejdražších provozních podmínek pro regulaci. Teplotu kultivátu je důležité kontrolovat především u venkovních fotobioreaktorů. Vysoké teploty ovlivňují míru respirace, způsobují snížení rozpustnosti CO_2 a díky tomu mohou bránit správnému fungování Calvinova cyklu (Proces, kterým mění řasy CO_2 do cukru, který využívají k růstu) [57]. Pro zamezení přehřívání kultivátu bývají často využívány rozprašovací systémy. Ochlazovací možnosti takových systému jsou, ale omezené a jejich aplikace jsou možné jen za určitých podmínek prostředí (vlhkost, teplota atd.) [57]. Často je však nutnou volbou výměník tepla, které však vyžadují znalost koeficientů přestupu tepla mezi kultivačním médiem a kapalinou využitou ve výměníku, stejně jako mezi Kultivátem ve fotobioreaktoru a okolním vzduchem.

Tyto parametry byli určeny experimentálně v deskovém fotobioreaktoru s ohledem na vliv míry proudícího vzduchu a průtoku vody výměníkem tepla. Trubkový výměník tepla pak může být navržen pomocí 2.1.

$$\dot{m}_w \cdot c_{p,w} \cdot (T_{out} - T_{in}) = k \cdot S \cdot \frac{(T_{kult} - T_{in}) - (T_{kult} - T_{out})}{\ln \frac{(T_{kult} - T_{in})}{(T_{kult} - T_{out})}} \quad (2.1)$$

Kde \dot{m}_w je hmotnostní průtok vody ve výměníku, $c_{p,w}$ je měrná tepelná kapacita vody, $(T_{out} - T_{in})$ vstupní a výstupní teploty vody, k součinitel prostupu tepla, S je plocha stěny výměníku, T_{kult} teplota kultivátu

Fotobioreaktory zároveň přijímají i energii vyzařovanou ze slunce, která je částečně využita pro produkci řasové biomasy fotosyntézou, stejně jako dlouhovlnná radiace ze vzduchu. 99 % vyzařované energie ze slunce se pohybuje mezi 0,15-0,3 μm vlnové délky. Na druhou stranu, nejvíce dlouhovlnného záření ze vzduchu se nachází mezi 3-100 μm vlnové délky [58]. Část vyzařované energie je využita pro fotosyntetický růst a k zvýšení teploty média. Zbytek je emitován jako reflektovaná radiace, dlouhovlnná radiace, citelné teplo a latentní teplo (viz 2.18). Tepelná bilance fotobioreaktoru může pak být vyjádřena pomocí následující rovnice [58].

$$(S_{in} - S_{out}) + \varepsilon \cdot L = \varepsilon \cdot \sigma \cdot T^4 + H + \lambda + G + P \quad (2.2)$$

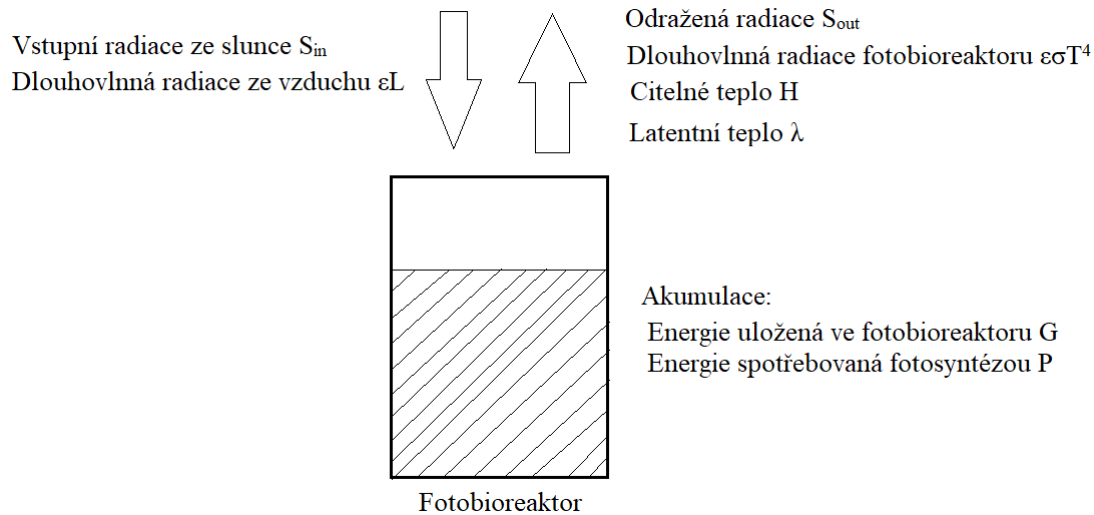
Kde S_{in} vstupní radiace ze slunce, S_{out} výstupní radiace z fotobioreaktoru, εL dlouhovlnná radiace ze vzduchu, $\varepsilon \sigma T^4$ představuje dlouhovlnnou radiaci fotobioreaktoru, H citelné teplo, λ Latentní teplo, G energii uloženou ve fotobioreaktoru, P energii spotřebovanou fotosyntézou.

Vstupní radiace může být rozdělena na ultrafialové, viditelné a infračervené záření. Potom lze vyjádřit vstupní radiaci dle následující rovnice.

$$S_{in} = S_{uf} + S_{vid} + S_{ic} \quad (2.3)$$

Kde S_{uf} je ultrafialové záření, S_{vid} viditelné záření a S_{ic} infračervené záření.

2.4. BILANČNÍ VÝPOČTY FOTOBIOREAKTORŮ



Obrázek 2.18: Faktory ovlivňující tepelnou bilanci fotobioreaktorů (upraveno dle[58])

2.4.2. Hmotnostní bilance a rovnice reaktorů

Veškeré výpočty hmotnostní bilance vychází ze základní rovnice materiálové bilance, která však nepočítá s netěsností systému či chybami měření.

$$vstup + produkce - vystup - spotreba = akumulace \quad (2.4)$$

Hmotnostní bilance vztahuje koncentraci v kultivačním systému ke kinetickému poměru biologické produkce (biomasa, O_2) nebo spotřebě (živiny, CO_2) a vstupu a výstupu systému. Pro kontinuální systém s uvažováním perfektního promíchání (kontinuální míchaný reaktor nebo CSTR model) je koncentrace C daného elementu dána dle Pruvost et al. [59]

$$\frac{dC}{dt} = \langle r(t) \rangle + \frac{1}{\tau}(C_i - C) = \langle r(t) \rangle + D(C_i - C) \quad (2.5)$$

Kde C je koncentrace biomasy, D rychlost ředění, τ hydraulická doba zdržení a r střední objemová produkce nebo konzumace biomasy v systému

Tato rovnice však předpokládá homogenní koncentraci v kultivačním systému. Díky pomalému nárůstu fotosyntetických mikroorganismův poměru k délce míchání 2.5 často vyhovuje. V některých případech velkých trubicových kultivačních systémů bez recyklace může být nezbytné pracovat s modelem pro ustálený stav trubicového reaktoru. Tento model předpokládá konstantní koncentrace pouze na průřezu trubice [60].

$$u_x \frac{dC}{dx} - D_L \frac{d^2C}{dx^2} = \langle r(x) \rangle \quad (2.6)$$

Kde u_x je rychlost kolem osy x a D_L koeficient axiální disperze. Celá rovnice reprezentuje koncentraci jako funkci délky (x) trubky.

3. Praktická část

3.1. Deskový fotobioreaktor Cuvette

V této části práce je vytvořen model pro tepelnou a hmotnostní bilanci deskového fotobioreaktoru Cuvette. Vlastnosti, materiál a rozměry fotobioreaktoru můžeme vidět na obrázku 3.1. Zvolená ideální teplota pro kultivaci řasy druhu *Synechocystis* je $t=20^{\circ}\text{C}$ a je udržována ohříváním či ochlazováním média obohaceného o živiny pomocí výměníku tepla. Zařízení je umístěno ve venkovním prostředí.

Deskový fotobioreaktor je vyrobený ze skla a je opatřen magneticky ovládaným míchadlem. K přívodu plynu obohaceného o CO_2 slouží tenká trubice vedená po obou stranách fotobioreaktoru. Distribuce plynu je zajištěna rozprašovačem u dna fotobioreaktoru. Přívod média obohaceného o živiny a odvod média s obsahem vyprodukovaným výtěžkem mikrořas je zajištěno pomocí dvou trubek zavedených do fotobioreaktoru z horní části víka. U nádrže je předpokládán plochý povrch a konstantní objem. Z oblasti nad hladinou média je zároveň zavedeno sání pro zamezení kumulace O_2 .

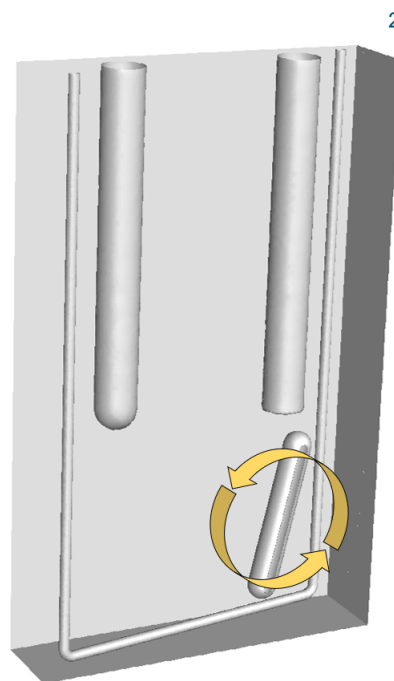
Součástí zařízení je meteostanice, která dodává modelu aktuální informace o venkovní teplotě. Uvnitř fotobioreaktoru se nachází termometr, který kontroluje teplotu v nádrži.

Cuvette

- Glass walls, rectangular
- Assumed flat surface, constant volume
- Dimensions: 166×102×24 mm
- Stirbar: 8 mm diameter, 50 mm length
- Mixing speed: 360 to 540 rpm
- Aeration: 400 ml/min
- Free surface: assumed flat



Ústav procesního inženýrství



Obrázek 3.1: Návrh deskového fotobioreaktoru [61]

3.1. DESKOVÝ FOTOBIOREAKTOR CUVETTE

3.1.1. Hmotnostní bilance

Při výpočtu hmotností bilance procesu je vycházeno ze základní bilanční rovnice.

$$vstup + produkce - vystup - spotreba = akumulace \quad (3.1)$$

Ve fotobioreaktoru nedochází k akumulaci, pak je možné uvažovat:

$$\dot{m}_1 + \dot{m}_2 - \dot{m}_3 - \dot{m}_4 = 0 \quad (3.2)$$

Kde proudy 1 a 2 jsou vstupní proudy zadávané uživatelem jako objemové průtoky v $[\frac{ml}{min}]$ (Uvažujeme $\dot{V}_2^N = 600[\frac{ml}{min}]$). Proud 1 zde představuje tok média obohaceného o živiny (Uvažujeme $\dot{V}_1 = 50[\frac{ml}{min}]$), vzhledem k nízké koncentraci živin je možné uvažovat materiálové vlastnosti totožné s vodou, tedy ($\rho_w = 997.97[\frac{kg}{m^3}]$). Proud 2 zde představuje plyn obohacený o CO_2 (konkrétně plyn obsahující 40 [% hm. CO_2]) jsou uvažovány materiálové vlastnosti totožné s atmosférickým vzduchem, tedy ($\rho_{air} = 1,29[\frac{kg}{m^3}]$).

Nejdříve je převeden vstupní proud 1 z normálních podmínek na podmínky v reaktoru pomocí stavové rovnice ideálního plynu. Normálními podmínkami rozumíme teplotu $T_N = 273,15[K]$ a tlak $p_N = 101325[Pa]$. Tlak plynu uvažujeme $p_2 = 102325[Pa]$, což je dostatečný tlak pro překonání tlakových ztrát potrubí, a teplotu $\bar{t}_2 = 20[^\circ C]$, což je uvažovaná střední teplota vstupního plynu.

$$\dot{V}_2 = \dot{V}_2^N \cdot \frac{p_N}{p_2} \cdot \frac{T_2}{T_N} = 8,86 \cdot 10^{-7}(\frac{m^3}{s}) \quad (3.3)$$

Následně je možné vypočítat hmotnostní průtoky obou vstupních proudů.

$$\dot{m}_i = \dot{V}_i \cdot \rho_i[\frac{kg}{s}] \quad (3.4)$$

V tabulce 3.1 jsou zobrazeny hmotnostní zlomky přiváděného plynu, společně s molárními hmotnostmi látek. Ty jsou využity k získání střední zdánlivé molové hmotnosti (3.5), následně je spočítán Molární průtok proudu 2 (3.6).

w_2^{Ar}	0,008	-	M_{Ar}	40	$\frac{kg}{kmol}$
$w_2^{CO_2}$	0,4	-	M_{CO_2}	44	$\frac{kg}{kmol}$
$w_2^{H_2O}$	0,004	-	M_{H_2O}	18	$\frac{kg}{kmol}$
$w_2^{N_2}$	0,450	-	M_{N_2}	28	$\frac{kg}{kmol}$
$w_2^{O_2}$	0,138	-	M_{O_2}	32	$\frac{kg}{kmol}$

Tabulka 3.1: Hmotnostní zlomky a molární hmotnost látek přiváděného plynu

$$M_2 = \frac{1}{\sum_1^n \frac{w_i}{M_i}} = 33,46[\frac{kg}{kmol}] \quad (3.5)$$

$$\dot{n}_2 = \frac{\dot{m}_2}{M_2} = 3,85 \cdot 10^{-4}[\frac{mol}{s}] \quad (3.6)$$

Poté jsou zpočítány molární průtoky CO_2 a O_2 před průchodem (3.7, 3.8) a po průchodu reaktorem (3.9, 3.10). S ostatními látkami obsaženými v dodávaném plynu řasy nereagují a proto zůstávají stejné. Pro výpočet molárních průtoků za reaktorem (3.9) je využit konverzní poměr CO_2 ($R_{CO_2} = 0.39[-]$) zjištěný Institutem mikrobiologie Akademie věd ČR v roce 2005 [62].

$$n_2^{CO_2} = n_2 \frac{M_2}{M_{CO_2}} \cdot w_2^{CO_2} = 1,17 \cdot 10^{-4} \left[\frac{mol}{s} \right] \quad (3.7)$$

$$n_2^{O_2} = n_2 \frac{M_2}{M_{O_2}} \cdot w_2^{O_2} = 5,56 \cdot 10^{-5} \left[\frac{mol}{s} \right] \quad (3.8)$$

$$n_4^{CO_2} = (1 - R_{CO_2}) \cdot n_2^{CO_2} = 7,16 \cdot 10^{-5} \left[\frac{mol}{s} \right] \quad (3.9)$$

$$n_4^{O_2} = n_2^{O_2} + R_{CO_2} \cdot n_2^{CO_2} = 1,01 \cdot 10^{-4} \left[\frac{mol}{s} \right] \quad (3.10)$$

Vzhledem k tomu, že nedochází k akumulaci je Molární průtok plynu vycházejícího z reaktoru stejný jako Molární průtok plynu, který do reaktoru přichází (3.11) a pomocí rovnice 3.12 je získán hmotnostní průtok toku 4.

$$n_4 = n_2 = 3,85 \cdot 10^{-4} \left[\frac{mol}{s} \right] \quad (3.11)$$

$$\dot{m}_4 = \sum_1^n \dot{n}_i \cdot M_i = 1,24 \cdot 10^{-5} \left[\frac{kg}{s} \right] \quad (3.12)$$

Úpravou základní bilanční rovnice 3.2 je možné vypočítat hmotnostní průtok toku 3.

$$\dot{m}_3 = \dot{m}_1 + \dot{m}_2 - \dot{m}_4 = 8,34 \cdot 10^{-4} \left[\frac{kg}{s} \right] \quad (3.13)$$

Výsledný hmotnostní průtok je následně přepočítán na objemový průtok pomocí rovnice 3.14 a převeden na $\frac{ml}{min}$.

$$\dot{V}_3 = \frac{\dot{m}_i}{\rho_w} = 50,002 \left[\frac{ml}{min} \right] \quad (3.14)$$

3.1. DESKOVÝ FOTOBIOREAKTOR CUVETTE

3.1.2. Tepelná bilance

Tepelná bilance fotobioreaktoru může být vyjádřena jako

$$Akumulovana_energie = E_{in} - E_{out} \quad (3.15)$$

V našem případě požadujeme, aby energie ze vstupních proudů vyvažovala energii, která je do systému dodávána, případně odebírána, okolím. Tedy radiací, slunečním svitem a přestupem tepla viz 3.16. Hodnoty hmotnostních průtoků již známe z předešlé kapitoly. Při výpočtu rozdílu entalpií jednotlivých proudů využíváme tepelnou kapacitu vody pro toky 1 a 3 ($c_{p,w} = 4180[\frac{J}{kgK}]$) a tepelnou kapacitu atmosférického vzduchu pro toky 2 a 4 ($c_{p,air} = 1005\frac{J}{kgK}$).

$$\dot{m}_1 \cdot \Delta h_1 + \dot{m}_2 \cdot \Delta h_2 - \dot{m}_3 \cdot \Delta h_3 - \dot{m}_4 \cdot \Delta h_4 = Q_{solar} - Q_{konv} - Q_{rad}[J] \quad (3.16)$$

Vzhledem k tomu, že jako výchozí teplotu využíváme 20°C, což je zároveň požadovaná teplota toků opouštějící bioreaktor, je možné zanedbat tepelné toky 3 a 4 (resp. $\Delta h_3 = \Delta h_4 = 0$).

V dalším kroce je vypočítáno teplo dodané do systému slunečním zářením. K výpočtu Q_{solar} je využit zjednodušený výpočet (3.18), který je vztahován k střední hodnotě intenzity slunečního záření a je uvažováno ozáření poloviny plochy fotobioreaktoru $\frac{S_k}{2}$ (s výjimkou plochy dna). Dané Q_{solar} je nezávislé na čase. Intenzita slunečního záření je vztahována k jednotlivým měsícům v tabulce 3.2

měsíc	I_{st}		měsíc	I_{st}	
leden	188	W/m^2	červenec	534	W/m^2
únor	271	W/m^2	srpen	484	W/m^2
březen	411	W/m^2	září	411	W/m^2
duben	484	W/m^2	říjen	271	W/m^2
květen	534	W/m^2	listopad	188	W/m^2
červen	561	W/m^2	prosinec	139	W/m^2

Tabulka 3.2: Střední intenzita slunečního záření pro jednotlivé měsíce [63]

Tyto hodnoty jsou nezávislé na čase a proto neuvažují časově proměnný úhel slunečního svitu, stejně jako konstantní ozařování po celém ploše fotobioreaktoru, stínění atd.. Jednou z komplexnějších metod jak počítat intenzitu slunečního záření pro kultivační médium jako funkci celkového dopadajícího záření na povrch fotobioreaktoru, útlumu světla biomasou (Beer-Lambertův zákon) a zavedením lokálních hodnot po celém objemu kultury [64] můžeme vidět v rovnici (3.17).

$$I_{av}(t, x) = \frac{I_0(t) \cdot \alpha}{K_a \cdot C_b(t, x) \cdot d_{t,p}} \cdot (1 - \exp(-K_a \cdot C_b(t, x) \cdot d_{t,p})) \quad (3.17)$$

Intenzita slunečního záření je zde regulována distribučním faktorem α , který reprezentuje frakci intenzity slunečního záření v jednotlivých částech reaktoru. Při výpočtu uvažujeme intenzitu slunečního záření pro měsíc duben a koeficient propustnosti záření $\tau_s = 60[\%]$ dle [65].

$$Q_{solar} = I_{str} \cdot \tau_s \cdot \frac{S_k}{2} \cdot (t_{kult}^4 - t_{out}^4) = 6,43[W] \quad (3.18)$$

Pro přestup tepla radiací byl použit zjednodušený výpočet (3.19) s uvažovanou emisivitou $\varepsilon_s = 0.9[-]$ [65]. Hodnoty teplot jsou $t_{kult} = 20[^\circ C]$, což je žádaná teplota média uvnitř fotobioreaktoru, a $t_{out} = 15[^\circ C]$, což je uvažovaná teplota okolního vzduchu.

$$Q_{rad} = \varepsilon_s \cdot S_k \cdot \sigma \cdot (T_{kult}^4 - T_{out}^4) = 1,11[W] \quad (3.19)$$

V další fázi výpočtu tepelné bilance je vypočítán přestup tepla mezi fotobioreaktorem a okolím. Pro médium uvnitř fotobioreaktoru uvažujeme materiálové vlastnosti totožné s vodou (součinitel tepelné vodivosti $\lambda_w = 0.6[\frac{W}{m \cdot K}]$, tato hodnota odpovídá vodě o teplotě $20^\circ C$) a pro stěny fotobioreaktoru je zvolen součinitel tepelné vodivosti $\lambda_s = 1[\frac{W}{m \cdot K}]$ dle [66]. Tloušťka stěny fotobioreaktoru je dle modelu $\omega_s = 0.004m$. Jako plocha S_k jsou uvedeny všechny plochy zařízení kromě dna, kde je uvažována dokonale izolovaná podložka. Součinitel přestupu tepla pro okolní vzduch je zde zvolen $\alpha_{air} = 25[\frac{W}{m^2 \cdot K}]$ dle [67].

Pro výpočet přestupu tepla je prvně nutné zjistit součinitel přestupu tepla pro médium uvnitř reaktoru. Ten je možný získat pomocí kritériálních rovnice z Nusseltova čísla. Nejdříve je vypočtena hodnota pro rychlost proudu média uvnitř bioreaktoru z hmotnostního toku proudu 2 (3.20). Rozměry bioreaktoru jsou uvedeny na obrázku 3.1, kde $a=166$ [mm], $b=102$ [mm] a $c=24$ [mm]. Pomocí rozměru b a c je určen průřez fotobioreaktoru.

$$v_2 = \frac{m_2}{\rho_w \cdot (b - \omega_s) \cdot (c - \omega_s)} = 4.25 \cdot 10^{-4}[\frac{m}{s}] \quad (3.20)$$

V dalším kroce je vypočteno Reynoldsovo číslo (3.21) a Prandtlovo číslo (3.22), při uvažované kinematické viskozitě $\nu = 1 \cdot 10^{-6}[\frac{m^2}{s}]$ a dynamické viskozitě $\eta = 1 \cdot 10^{-3}[\frac{Pa \cdot s}{s}]$. Jako charakteristický rozměr je zvolena nejdelší strana fotobioreaktoru $L_{char}=a = 0,166$ m.

$$Re = \frac{v_2 \cdot L_{char}}{\nu} = 70.42[-] \quad (3.21)$$

$$Pr = \frac{c_{p,w} \cdot \eta}{\lambda_w} = 6.97[-] \quad (3.22)$$

Nyní je možné vypočítat Nusseltovo číslo z rovnice určené pro deskové výměníky chlazené vzduchem (3.23)

$$Nu = 0.453Re^{0.5} \cdot Pr^{0.33} = 7.26[-] \quad (3.23)$$

Následně spočítáme hledanou hodnotu pro součinitel přestupu tepla kultivačního média a pomocí něj následně součinitel prostupu tepla pro fotobioreaktor (3.26).

$$\alpha_w = \frac{Nu \cdot \lambda_w}{L_{char}} = 26.25[\frac{W}{m^2 \cdot K}] \quad (3.24)$$

$$k = \frac{1}{\frac{1}{\alpha_{air}} + \frac{\omega_s}{\lambda_s} + \frac{1}{\alpha_w}} = 12.18[\frac{W}{m^2 \cdot K}] \quad (3.25)$$

3.1. DESKOVÝ FOTOBIOREAKTOR CUVETTE

Nyní je vypočítáno vše potřebné pro výpočet prostupu tepla mezi fotobioreaktorem a okolním vzduchem (3.26)

$$Q_{konv} = k \cdot S_k \cdot (t_{kult} - t_{out}) = 2.70[W] \quad (3.26)$$

Posledním faktorem, který ovlivňuje tepelnou bilanci fotobioreaktoru je odparné teplo vodních par nad hladinou média. K výpočtu je využita rovnice 3.27 dle [68].

$$Q_{evap} = h_{evap} \cdot S_w \cdot (p''_s - p''_a) \quad (3.27)$$

K výpočtu je nutné zjistit koeficient přenosu tepla odparem (h_{evap}) pomocí rovnice 3.28 dle [69]

$$h_{evap} = 0.036 + 0.025v_4 \quad (3.28)$$

Kdy v je rychlost proudění vzduchu nad hladinou tu získáme z hmotnostního průtoku odváděného vzduchu.

$$v_4 = \frac{\dot{m}_4}{\rho_{air} \cdot S_w} = 4.34 \cdot 10^{-4} [\frac{m}{s}] \quad (3.29)$$

Parciální tlak syté páry (p''_s) při teplotě $t=20^\circ\text{C}$ a parciální tlak par vlhkého vzduchu (p''_a) o relativní vlhkosti 60% byl zjištěn pomocí [70]. Hodnoty jsou znázorněny v tabulce 3.3.

p''_v	2339	Pa
p_v	1404	Pa

Tabulka 3.3: parciální tlaky par

Nyní je možné vypočítat hodnotu pro odparné teplo

$$Q_{evap} = h_{evap} \cdot S_w \cdot (p''_s - p''_a) = 0.07[W] \quad (3.30)$$

Hodnota pro odparné teplo má významnou roli při řešení bilančních výpočtů bazénů nebo otevřených kultivačních nádrží, kde jsou plochy hladiny výrazně vyšší než v našem případě, stejně jako rychlost proudění vzduchu nad hladinou v závislosti na umístění objektu. Díky nízké výsledné hodnotě je možné při budoucích výpočtech tepelné bilance deskového fotobioreaktoru odparné teplo zanedbat.

Součtem všech prozatím získaných hodnot pro tepla získáme celkové teplo dodávané (odebírané) do (ze) systému okolím (prostup tepla i radiace odebírají teplo ze systému, jelikož je venkovní teplota menší než požadovaná teplota média fotobioreaktoru a proto mají záporné znaménko, teplo dodané do systému slunečním zářením bude vždy kladné a odparné teplo vždy záporné).

$$Q_{celk} = Q_{solar} - Q_{konv} - Q_{rad} - Q_{evap} = 2.56[W] \quad (3.31)$$

Abychom dodrželi tepelnou bilanci systému a požadovanou teplotu uvnitř nádrže je potřeba vykompenzovat tuto hodnotu pomocí ohříváním (ochlazováním) kultivačního média. V našem případě volíme regulaci teploty pomocí dodávaného proudu média obohaceného o živiny (proud 1).

Tento postup je výhodnější z toho důvodu, že voda má vyšší potenciál přenosu tepla než vzduch, vzhledem k vyšším hodnotám hustoty a tepelné kapacity.

Při regulaci teploty proudem vzduchu při vyšších teplotních rozdílech (letní a zimní měsíce) by docházelo buď k nutné teplotě přiváděného vzduchu nižší než je komfortní teplota pro kultivaci řas a řasy v okolí rozprašovače by tak vymírali. Při vyšších hodnotách objemového průtoku plynu by pak docházelo k úhynu řas z důvodu velkých stříhových sil bublin plynu. Hledanou teplotu proudu přiváděného média pak získáme pomocí následující rovnice.

$$T_1 = \frac{-Q_{celk}}{c_{p,w} \cdot m_1} + T_{kult} = 292.42[K] \quad (3.32)$$

Hodnotu přepočítáme na stupně Celsia

$$t_1 = T_1 - 273,15 = 19,27[^\circ C] \quad (3.33)$$

Abychom neohrozili život řas ve fotobioreaktoru, je nutné zavést podmínku teplotní difference, která určuje, že absolutní rozdíl teploty přiváděného proudu a teploty média ve fotobioreaktoru nikdy nesmí překročit 10°C. Ověříme získanou teplotu pro danou podmínku.

$$\Delta t_1 = |t_1 - t_{kult}| = 0.73 \leq 10[^\circ C] \quad (3.34)$$

Námi zvolené hodnoty pro vstupní objemový průtok média podmínku splňují, při výraznějších změnách okolní teploty, se však požadovaná teplota proudu může zvýšit. V takovém případě je potřeba zvýšit objemový průtok proudu daného média.

3.2. Laboratorní podmínky pro deskový fotobioreaktor

V případě regulace teploty pro deskový fotobioreaktor Cuvette v laboratorních podmínkách, jsou v další části této práce vypočítány limitní teploty vzduchu místnosti pro regulaci dodávaným plynem. Laboratorními podmínkami rozumíme konstantní ozařování po celé délce povrchu umělým zdrojem světla (v našem případě 8W fluorescenční žárovky), a umístění v nevětrané místnosti, kde je ztráta tepla konvekcí silně omezena kvůli nízkému proudění okolního vzduchu. Jako objemový průtok dodávaného plynu uvažujeme ($\dot{V}_2 = 600[\frac{ml}{min}]$), což limitní hodnota určena ze zadání.

Maximální možné odebíraného/dodávané teplo plynem obohaceným o CO_2 je vypočteno pomocí kalorimetrické rovnice, kdy jako limitní rozdíl teplot využijeme podmínku z minulého výpočtu ($\Delta t_{max} = 10^\circ C$).

$$Q_{air,max} = m_2 \cdot c_{p,air} \cdot \Delta t_{max} = 1,15 \cdot 10^{-2} [W] \quad (3.35)$$

Výpočet tepla absorbovaného fotobioreaktorem ze záření je dán intenzitou svitu 8W žárovek ($I_{zar} = 65W/m^2$) dle [65].

$$Q_{sol} = I_{zar} \cdot S_k \cdot \tau_s = 1.73 [W] \quad (3.36)$$

Jak již bylo dříve zmíněno, prostup tepla v laboratorních podmínkách je silně omezen kvůli nízké rychlosti okolního vzduchu. Součinitel přestupu tepla okolního vzduchu pro vnitřní prostory ($\alpha_{air} = 4[\frac{W}{m^2K}]$) je zvolen dle [71]. Pro výpočet konvekčního je postup identický s předchozí kapitolou.

$$Q_{konv} = k \cdot S_k \cdot \Delta t \quad (3.37)$$

V dalším kroce je napsána účelová funkce, která bude později využita pro výpočet limitních teplot. Při součtu jednotlivých tepel je brán potaz na směr proudění při vlivu okolní teploty.

$$Q_{total} = Q_{sol} + Q_{air,max} - Q_{konv} - Q_{evap} \quad (3.38)$$

Pro výpočet limitních hodnot pro okolní teplotu je využit doplněk solver, kdy je jako účelová funkce využita rovnice 3.38 ($Q_{total} = 0$) a jako proměnná modelu teplota okolí t_{out} . Výsledky výpočtu je možné nalézt v tabulce 3.4.

t_{max}	9,01	$^\circ C$
t_{min}	8,85	$^\circ C$

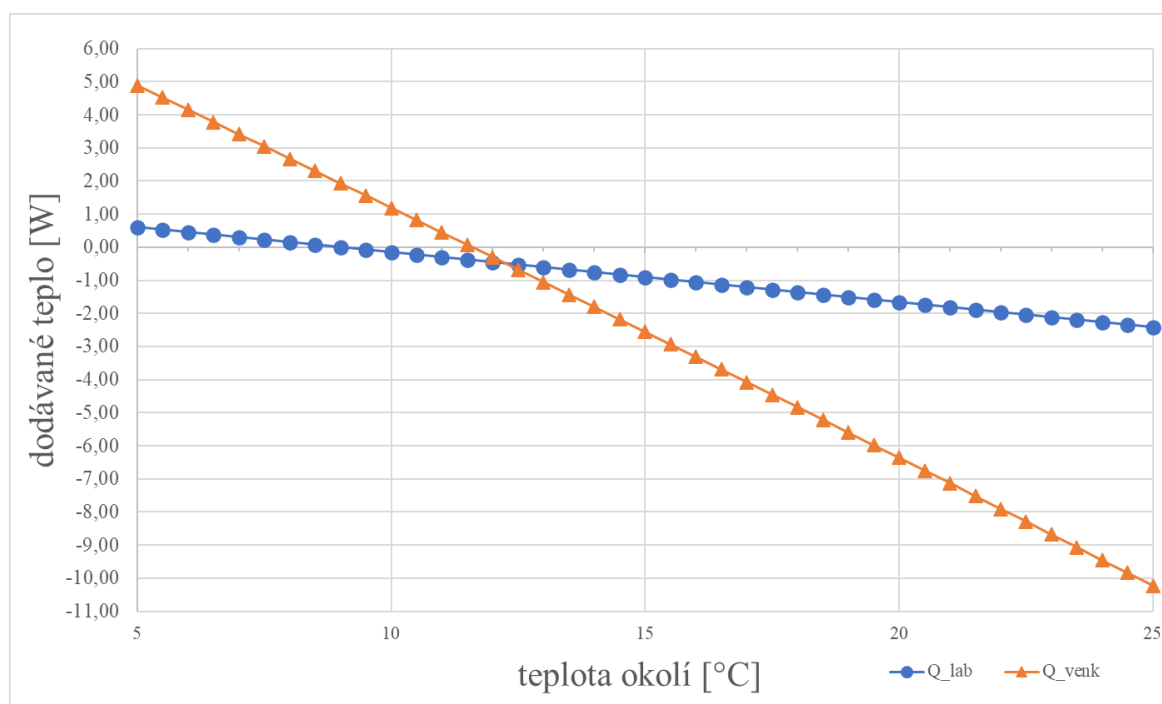
Tabulka 3.4: Limitní teploty pro regulaci plynem deskového fotobioreaktoru v laboratorních podmínkách

3.3. Regulace teploty deskového fotobioreaktoru

Možností regulace teploty v deskovém fotobioreaktoru je několik. V rámci teplotní bilance venkovního fotobioreaktoru byla uvažována regulace pomocí ohřívání proudu média obohaceného o živiny. V případě laboratorního fotobioreaktoru byli zkoumány možnosti využití proudu plynu obohaceného o CO_2 pro udržování konstantní teploty v fotobioreaktoru.

I přes malé tepelné ztráty přenosem tepla do okolí, nebylo možné regulovat teplotu pomocí přiváděného plynu, jelikož maximální tepelná energie plynu, která je schopná plnit zavedené podmínky, vychází v setinách Wattů ($Q_{air,max} = 1,15 \cdot 10^{-2}[W]$). Z grafu 3.2 je zřejmé, že rozsah teplot, ve kterém by bylo možné udržet tepelnou bilanci fotobioreaktoru je nedostatečný. Hodnoty pro maximální a minimální možnou teplotu ve kterých je možné regulovat teplotu uvnitř fotobioreaktoru přiváděným plynem $t_{max} = 9,01^\circ C$ a $t_{min} = 8,85^\circ C$ představují malé rozmezí, kde se vyrovnává hodnota odvodu tepla konvekcí v místnosti a hodnota pro dodané teplo ozařováním 8W zářivek.

Jednou z dalších možností je využití chlazené stěny, při tomto způsobu by, ale byla zakryta jedna ze stěn fotobioreaktoru a docházelo by k omezení možností ozařování kultivátu a tím snížená efektivita fotosyntézy řas. Z tohoto důvodu tato varianta nebyla početně ověřena.



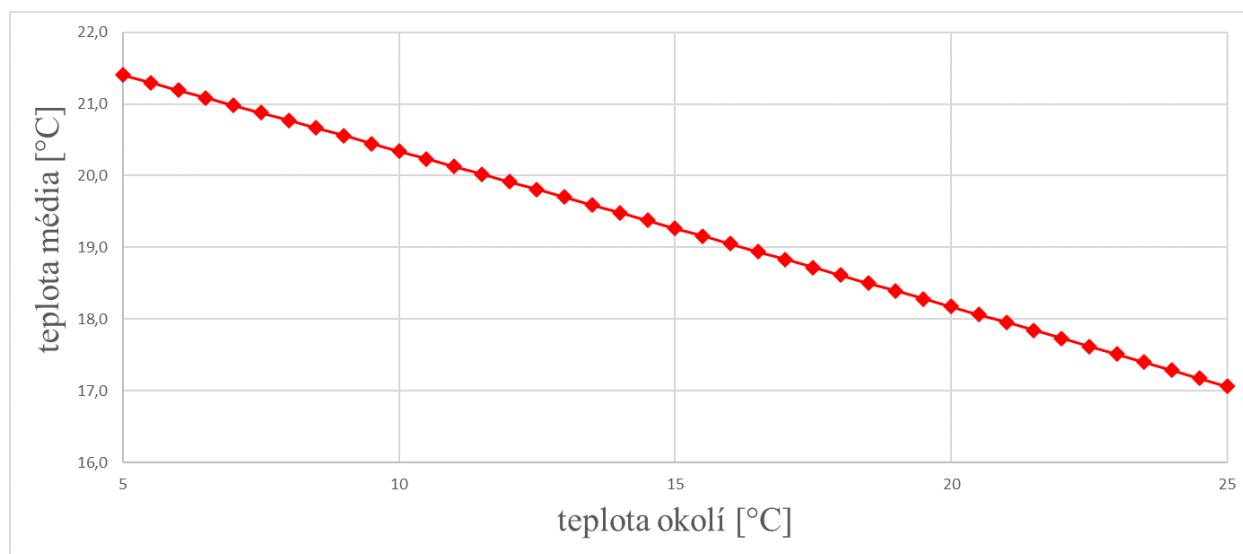
Obrázek 3.2: Srovnání hodnot dodávaného tepla pro teplotní bilanci venkovního a laboratorního fotobioreaktoru

3.3. REGULACE TEPLOTY DESKOVÉHO FOTOBIOREAKTORU

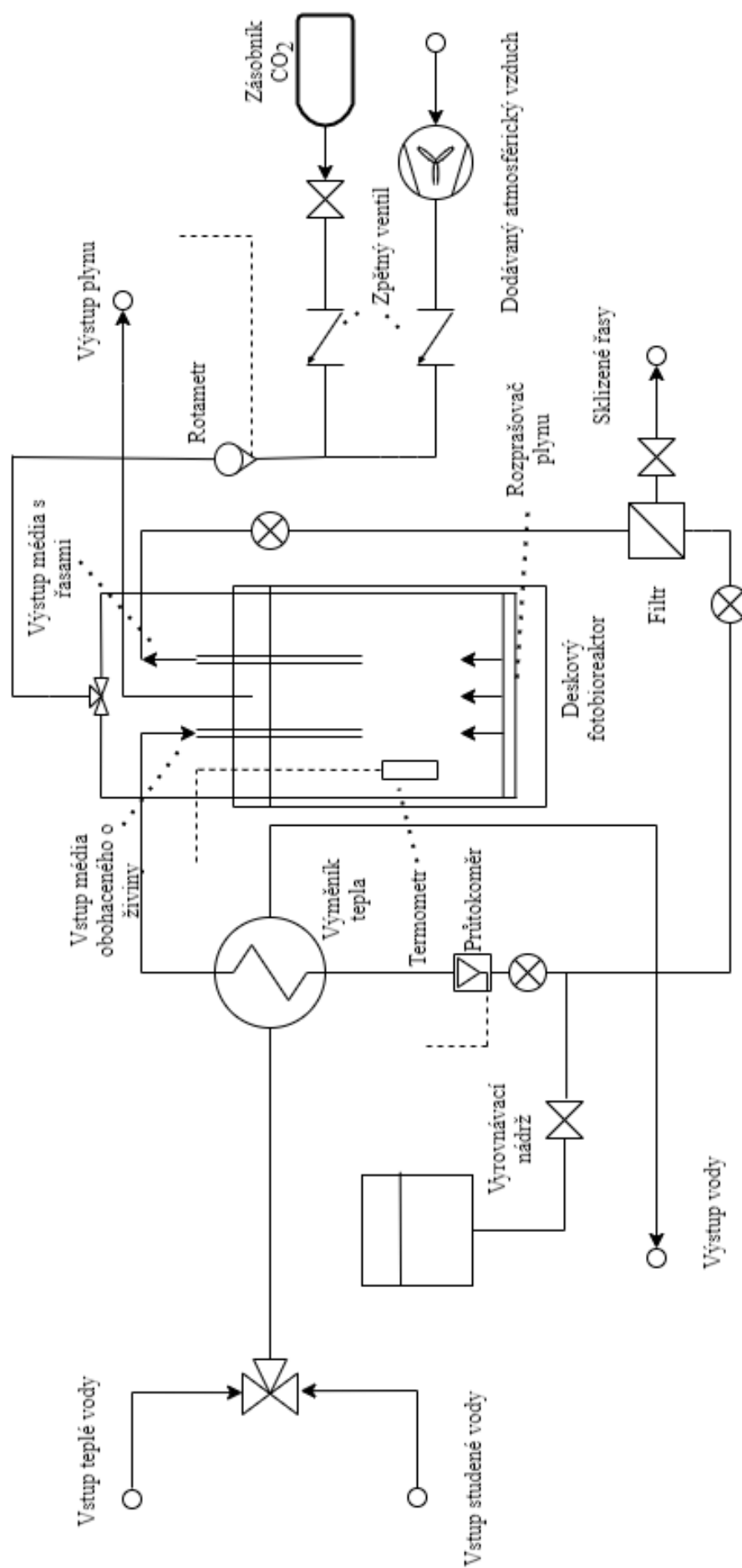
Nejvýhodnějším nástrojem pro regulaci teploty deskového fotobioreaktoru se ukázal být proud média obohaceného o živiny, díky vyšší měrné tepelné kapacitě a hustotě je médium schopné předávat fotobioreaktoru dostatečnou energii i při relativně malém průtoku. V rámci tepelné bilance fotobioreaktoru, byla počítána hodnota pro odparné teplo z hladiny kultivačního média, vzhledem k nízkým výsledným hodnotám ($Q_{evap} = 0.07[W]$) je možné odparné teplo při budoucích výpočtech zanedbat.

Změny teploty média v závislosti na okolní teplotě jsou znázorněny na grafu 3.3, zde je uvažován stejný objemový průtok jako při výpočtu tepelné a hmotnostní bilanci venkovního fotobioreaktoru, tedy $\dot{V}_1 = 50[\frac{ml}{min}]$. Z tohoto grafu je patrné, že i v při vyšších teplotních rozdílech zůstává teplota média velmi blízká požadované teplotě uvnitř fotobioreaktoru (pro požadované $t_{kult} = 20^\circ C$), v daných mezích se teploty neliší o víc než $3^\circ C$. Díky tomu je možné očekávat minimální teplotní gradienty po celém objemu kultivačního média. Z hlediska zajištění ideálních podmínek pro růst řas je i proto vhodné využít pro regulaci teploty proud média.

V případě, že by docházelo k extrémním chladům či vedrům a námi zadaný proud by již nesplňoval podmínku teplotní difference je možné zvýšit jeho objemový průtok. Je však potřeba mít na paměti, že příliš velký objemový průtok by mohl poškodit buňky řas a tím negativně působit na jejich kultivaci. Ohříváním či ochlazováním tohoto proudu pomocí výměníku tepla je možné dosáhnout udržení ideální teploty pro růst řas. Možná realizace regulace teploty touto metodou je znázorněna na obrázku 3.4.



Obrázek 3.3: Závislost teploty média na okolním vzduchu



Obrázek 3.4: Schéma deskového fotobioreaktoru s regulací teploty pomocí výměníku tepla

3.4. Modely pro optimalizaci růstu mikrořas

Využití modelů pro dosažení optimální produkce mikrořas ve fotobioreaktorech je základem pro dosažení očekávaných výsledků. Důležitými faktory pro idealizaci procesu jsou zejména intenzita slunečního svitu a teplota. Monodův model je klasická metoda využívaná pro odhadování růstu mikroorganismů, včetně mikrořas. Například Lee et al. [72] se zabývali příručkou pro maximalizaci produkce biomasy v otevřených kultivačních systémech právě s Monodovým modelem (3.39).

$$\frac{dX}{dt} = \bar{\mu} \cdot X \quad (3.39)$$

Kde X je koncentrace biomasy, t je čas, $\bar{\mu}$ je průměrná celková specifická míra růstu.

Produktivita biomasy byla závislá na poměru počáteční koncentrace mikrořas (X_0) a na osvětlené ploše povrchu na jednotku objemu (a). Tímto byla určena optimální hodnota výtěžku biomasy na $0,0045 \text{ kg/m}^2$ při $\frac{X_0}{a} = 0.035 \text{ kg/m}^2$ [72]. Experimentální data a simulace byli potvrzeny ve výsledcích obou analýz [72] [73]. Al Ketife et al [73] použil pro hodnocení vlivu počáteční koncentrace živin pro kultivaci řasy *Chlorella vulgaris* modifikovanou verzi Monodova modelu (3.40).

$$\frac{dX}{dt} = (\mu_x - K_d) \cdot X \quad (3.40)$$

Kde μ_x je míra růstu řas a K_d představuje míru ztráty biomasy.

Al Ketife uznává, že je potřeba lepšího porozumění provozních podmínek, konfigurace reaktorů a jejich dimenzování pro průmyslová měřítka. Mezitím Lee et al. potvrzuje jejich výsledky s různými druhy mikroorganismů a fotobioreaktorů.

Následně Zhang et al. aplikoval Droopův model (3.41) a Luedeking-Piretův model (3.42) a potvrdil, že připojený kultivační proces dosáhl větší produkce biomasy než ten suspendovaný. Toto zjištění bylo založeno na vyšším útlumu světla suspendovaného procesu v důsledku absorpce mikrořas. Osvětlení v suspendovaném procesu se snížilo o 71 % a ovlivnilo polovinu reaktorů [74].

$$\frac{dX}{dt} = \left(1 - \frac{k_q}{q}\right) \cdot \frac{I}{I + k_s} \cdot [A + e^{-\frac{E_a}{R \cdot T}} - B \cdot e^{-\frac{E_b}{R \cdot T}}] \cdot X - \mu_d \cdot X^2 \quad (3.41)$$

$$\frac{dX}{dt} = \left(1 - \frac{k_q}{q}\right) \cdot \frac{k_q}{q} \cdot \frac{I}{I + k_s} \cdot [A + e^{-\frac{E_a}{R \cdot T}} - B \cdot e^{-\frac{E_b}{R \cdot T}}] \cdot X - \mu_d \cdot X^2 \quad (3.42)$$

Kde k_q normalizovaná minimální kvóta N pro růst buněk, q normalizovaná N kvóta, I je lokální intenzita světla, k_s světelné saturační podmínky pro růst buněk, A a B frekvenční faktory, $E_{a,b}$ aktivační energie pro růst buněk, R konverzní poměr, T je teplota, μ_d je rychlost rozpadu buněk.

U připojeného kultivačního procesu byl považován jako indikátor vývoje mikrořasové biomasy biofilm (kolektiv mikroorganismů) v médiu. Tloušťka biofilmu připojeného procesu byla později simulována Dasem et al. [75]. Ze základního modelu byla dále vyvinuta další modifikace (3.43) pro aplikaci pro kontinuálně pracující fotobioreaktory a to jak deskové tak válcové [75].

$$\frac{dT_h}{dt} = p \cdot \frac{dX}{dt} \quad (3.43)$$

Kde T_h je tloušťka biofilmu, p je hodnota případ od případu

Pro průmyslové aplikace byla série mikrořasových PBRs modelována podle modifikovaného Droopova modelu (3.44) [76].

$$X_i \frac{dP_i}{dt} = X_i(\rho(S_i, P_i) - (P_i + P_{min})\mu_x(P_i, I_i)) + \frac{QX_{i-1}}{V_i}(P_{i-1} - P_i) \quad (3.44)$$

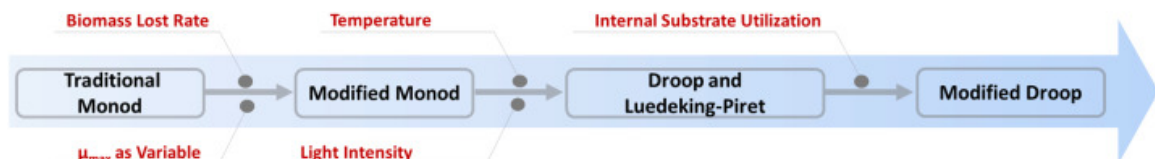
Kde X_i je koncentrace biomasy v reaktoru i , P_i kvóta vnitřních buněk substrátu v reaktoru i , ρ kinetika biomasového růstu, S_i koncentrace rozpuštěného substrátu v reaktoru i , P_{min} minimální koncentrace biomasy, I_i ozáření reaktoru i , Q je objemový průtok, V_i je objem reaktoru i .

Tato modelování byla pozorována v jejich vlastní úrovni přesnosti a dále upravována, aby odpovídala poptávce vědecké obce. Monodova kinetika se stala nejtradičnější metodou, spoléhající se pouze na průměrnou rychlost růstu. Z běžné podoby bylo dále představeno několik modifikovaných verzí. Například v rovnici 2 je zohledněna míra ztráty biomasy, což zvyšuje jeho jistotu o další stupeň. Na druhou stranu maximální specifická rychlost růstu (μ_{max}) Monodova modelu byla považována za funkci faktoru prostředí (např. teplota a intenzita slunečního svitu) [76] v 3.45.

$$\frac{dX_i}{dt} = \bar{\mu} \cdot X \cdot b^T \quad (3.45)$$

Kde b je konstanta závislé aktivační energie

Monodův model se však shoduje pouze s proporciálním vztahem příjmu živin a růstem mikrořas. Nepočítá již už, ale s živinami uloženými v buňkách mikrořas [77]. Droopův a Luedeking-Piretův model obsahují oproti Monodově modelu i teplotu, intenzitu slunečního svitu a koncentraci živin (viz 3.5). V případě že by živiny byly kompletně zkonsumovány, ale stále by se zvyšovala produkce biomasy, dochází k vnitřní spotřebě substrátu. Tento efekt není schopný Monodův model podchytit a proto byl vyvinut modifikovaný Droopův model, který by měl být schopný tento nedostatek opravit [78].



Obrázek 3.5: Vývoj Modelování růstu biomasy [79]

3.4. *MODELÝ PRO OPTIMALIZACI RŮSTU MIKROŘAS*

Kromě modelů zabývajících se výtěžkem biomasy byl i důkladně studován fotosyntetický proces mikrořas. Garcia-Camacho et al. [79] vylepšili mechanický model mikrořasové fotosyntézy s ohledem na dynamiku fotoaklimatizace oproti předchozí verzi Rubio et al. [80], která vychází z Michaelis-Mentorova vzorce pro tvorby enzymu. Byla zde zahrnuta i míra zmizení, fotoinhibice a opravy poškozených fotosyntetických jednotek. Brindlez et al. [81] potvrdil přesnost fotosyntetického dynamického modelu představeného Garcia-Camacho et al [79].

4. Závěr

Hlavním cílem této bakalářské práce bylo vysvětlení procesu kultivace mikrořas z pohledu přestupu tepla a hmoty, seznámení se s faktory ovlivňující teplotu kultivačního média a dále vytvoření modelu pro výpočet tepelné a hmotnostní bilance deskového fotobioreaktoru. V závislosti na výsledcích výpočtů je následně představena realizace regulace teploty pomocí výměníku tepla.

V teoretické části této práce je prvně rozebrána aktuální situace ohledně emisí CO_2 a potenciál kultivace řas v komerční sféře. Možnosti řas z hlediska přeměny biomasy na biopaliva a další využití řas jako produktu. Dále jsou popsány jednotlivé typy bioreaktorů, jejich možné využití, přednosti a nevýhody a s tím spojený možný budoucí vývoj. Následně je provedena rešerše v oblasti otevřených a uzavřených kultivačních systému pro produkci řas, se zhodnocením jednotlivých způsobů konstrukce. V poslední kapitole teoretické části jsou uvedeny používané rovnice pro hmotnostní a tepelnou bilanci fotobioreaktorů.

Vhodným zdrojem energie pro udržení ideální teploty pro kultivaci mikrořas byl zvolen proud média, který je využíván k dodávání živin pro kultivaci řas. Vzhledem k několika násobně vyššímu potenciálu přenosu tepla než, který nabízí proud plynu obohaceného o CO_2 . Regulace teploty venkovního fotobioreaktoru pomocí proudu média byla ověřena výpočtem a splnila všechny zavedené podmínky. Pro udržení správné teploty ve fotobioreaktoru je dále doporučeno použít výměník tepla jako nástroj pro změnu teploty vstupního proudu média. Dále bylo vytvořeno schéma, kde je popsáno možné uspořádání celého zařízení. V průběhu výpočtu tepelné bilance bylo zjištěno, že hodnoty pro odparné teplo deskového fotobioreaktoru je možné díky minimálnímu vlivu na výslednou teplotu zanedbat. V další části je bilanční výpočet upraven pro laboratorní podmínky deskového fotobioreaktoru a je zkoumána možnost regulace teploty pomocí plynu obohaceného o CO_2 a také jsou vypočteny limitní hodnoty pro regulaci plynem. Vzhledem k nízkému potenciálu přenosu tepla není plyn považován za vhodný nástroj pro regulaci teploty a to ani v laboratorních podmínkách. V poslední kapitole praktické části jsou pak uvedeny jednotlivé modely pro optimalizaci růstu řas, kde jsou představeny komplexnější metody udržování ideálních podmínek ve fotobioreaktorech. Tyto modely se dokáží dynamicky přizpůsobit při změnách teploty nebo slunečního svitu.

Tato bakalářská práce má sloužit jako komplexní shrnutí nejdůležitějších poznatků potřebných pro pochopení procesu kultivace řas z pohledu přestupu tepla a hmoty a jako podklad pro bilanční výpočty fotobioreaktorů a možnosti regulace teploty. Model pro tepelnou a hmotnostní bilanci, který je součástí práce, je možné používat pro regulaci teploty venkovního fotobioreaktoru. Dále dle navrženého schéma je možné realizovat zařízení pro kultivaci řas v deskovém fotobioreaktoru.

V této práci jsou použity dobré základy pro navazující výzkumnou činnost v oblasti bilančních výpočtů bioreaktorů. V průběhu práce byli představeny složitější metody, které je možné použít pro udržení ideálních podmínek pro růst řas. Vzhledem ke komplexnosti zefektivnění procesu kultivace řas je zřejmé, že na dalším vývoji v této oblasti bude nutná spolupráce výzkumných týmů z různých vědních oborů.

Seznam použité literatury

- [1] IPCC. *Global Warming of 1.5 °C* —. IPCC, 2018: Summary for Policymakers. In: *Global Warming of 1.5°C. An IPCC Special Report on the impacts of global warming of 1.5°C above pre-industrial levels and related global greenhouse gas emission pathways, in the context of strengthening the global response to the threat of climate change, sustainable development, and efforts to eradicate poverty* [Masson-Delmotte, V., P. Zhai, H.-O. Pörtner, D. Roberts, J. Skea, P.R. Shukla, A. Pirani, W. Moufouma-Okia, C. Péan, R. Pidcock, S. Connors, J.B.R. Matthews, Y. Chen, X. Zhou, M.I. Gomis, E. Lonnoy, T. Maycock, M. Tignor, and T. Waterfield (eds.)]. *World Meteorological Organization, Geneva, Switzerland, 32 pp.*
- [2] MENNE, M. J. et al. The Global Historical Climatology Network Monthly Temperature Dataset, Version 4. *Journal of Climate*, v. 31, n. 24, p. 9835–9854, dez. 2018. ISSN 0894-8755, 1520-0442.
- [3] ARRHENIUS, S. On the Influence of Carbonic Acid in the Air upon the Temperature of the Ground. p. 22.
- [4] PETIT, J.-R. et al. Climate and atmospheric history of the past 420,000 years from the Vostok Ice Core. *nat*, v. 399, p. 429, jan. 1999.
- [5] CO2 Emissions. <https://ourworldindata.org/co2-emissions>.
- [6] CHISTI, Y.; YAN, J. Energy from algae: Current status and future trends. *Applied Energy*, v. 88, n. 10, p. 3277–3279, out. 2011. ISSN 03062619.
- [7] SCHIRRMESTER, B. E.; GUGGER, M.; DONOGHUE, P. C. J. Cyanobacteria and the Great Oxidation Event: Evidence from genes and fossils. *Palaeontology*, v. 58, n. 5, p. 769–785, 2015. ISSN 1475-4983.
- [8] STRAKA, L. *Light-Dependent Growth Kinetics and Mathematical Modeling of Synechocystis Sp. PCC 6803*. Tese (Doutorado).
- [9] CHOI, Y. Y. et al. Microalgae Bioenergy with Carbon Capture and Storage (BECCS): An emerging sustainable bioprocess for reduced CO2 emission and biofuel production. *Bioresource Technology Reports*, v. 7, p. 100270, set. 2019. ISSN 2589-014X.
- [10] BAHADAR, A.; KHAN, M. B. Progress in energy from microalgae: A review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 27, p. 128–148, nov. 2013. ISSN 1364-0321.
- [11] 2010 DOE Strategic Sustainability Performance Plan - Report to the White House Council on Environmental Quality and Office of Management and Budget. <https://www.energy.gov/downloads/2010-doe-strategic-sustainability-performance-plan-report-white-house-council>.
- [12] SAYRE, R. Microalgae: The Potential for Carbon Capture. *BioScience*, v. 60, n. 9, p. 722–727, out. 2010. ISSN 0006-3568.
- [13] JEONG, M.; GILLIS, J.; HWANG, J.-Y. Carbon Dioxide Mitigation by Microalgal Photosynthesis. *Bull. Korean Chem. Soc*, v. 24, dez. 2003.

- [14] DOUSKOVA, I. et al. Simultaneous flue gas bioremediation and reduction of microalgal biomass production costs. *Applied Microbiology and Biotechnology*, v. 82, n. 1, p. 179–185, fev. 2009. ISSN 1432-0614.
- [15] KEFFER, J. E.; KLEINHEINZ, G. T. Use of *Chlorella vulgaris* for CO₂ mitigation in a photobioreactor. *Journal of Industrial Microbiology and Biotechnology*, v. 29, n. 5, p. 275–280, nov. 2002. ISSN 1476-5535.
- [16] HERZOG, H.; GOLOMB, D. Carbon Capture and Storage from Fossil Fuel Use. p. 19.
- [17] KADAM, K. L. Power plant flue gas as a source of CO₂ for microalgae cultivation: Economic impact of different process options. *Energy Conversion and Management*, v. 38, p. S505–S510, jan. 1997. ISSN 0196-8904.
- [18] CHOI, H. I. et al. Performance and potential appraisal of various microalgae as direct combustion fuel. *Bioresource Technology*, v. 273, p. 341–349, fev. 2019. ISSN 0960-8524.
- [19] NAPAN, K. et al. Impact of heavy metals from flue gas integration with microalgae production. *Algal Research*, v. 8, p. 83–88, mar. 2015. ISSN 2211-9264.
- [20] YANG, S.-T. Chapter 1 - Bioprocessing – from Biotechnology to Biorefinery. In: YANG, S.-T. (Ed.). *Bioprocessing for Value-Added Products from Renewable Resources*. Amsterdam: Elsevier, 2007. p. 1–24. ISBN 978-0-444-52114-9.
- [21] YANG, S.-T. 6.2.1 Stirred-Tank Bioreactor. In: *Bioprocessing for Value-Added Products from Renewable Resources - New Technologies and Applications*. [S.l.]: Elsevier. ISBN 978-0-444-52114-9.
- [22] WANG, S.-J.; ZHONG, J.-J. Chapter 6 - Bioreactor Engineering. In: YANG, S.-T. (Ed.). *Bioprocessing for Value-Added Products from Renewable Resources*. Amsterdam: Elsevier, 2007. p. 131–161. ISBN 978-0-444-52114-9.
- [23] BARBOSA, M. J.; Hadiyanto; WIJFFELS, R. H. Overcoming shear stress of microalgae cultures in sparged photobioreactors. *Biotechnology and Bioengineering*, v. 85, n. 1, p. 78–85, 2004. ISSN 1097-0290.
- [24] NAJAFPOUR, G. D. 16. Membrane Reactor. In: *Biochemical Engineering and Biotechnology (2nd Edition)*. [S.l.]: Elsevier. ISBN 978-0-444-63357-6.
- [25] HAI, F. I.; YAMAMOTO, K.; LEE, C.-H. 2.6.2 Differences between CAS and MBR Processes. In: *Membrane Biological Reactors - Theory, Modeling, Design, Management and Applications to Wastewater Reuse*. [S.l.]: IWA Publishing. ISBN 978-1-78040-065-5.
- [26] JUDD, S.; JUDD, C. 2.3 Membrane Bioreactor Technology. In: *MBR Book - Principles and Applications of Membrane Bioreactors for Water and Wastewater Treatment (2nd Edition)*. [S.l.]: Elsevier. ISBN 978-0-08-096682-3.
- [27] YANG, S.-T. 14.4.2 Packed Bed Bioreactor. In: *Bioprocessing for Value-Added Products from Renewable Resources - New Technologies and Applications*. [S.l.]: Elsevier. ISBN 978-0-444-52114-9.

- [28] SHIOTANI, T.; YAMANÉ, T. A horizontal packed-bed bioreactor to reduce CO₂ gas holdup in the continuous production of ethanol by immobilized yeast cells. *European journal of applied microbiology and biotechnology*, v. 13, n. 2, p. 96–101, jun. 1981. ISSN 1432-0614.
- [29] HAFEEZ, S. et al. 6 - Catalytic Conversion and Chemical Recovery. In: Al-Salem, S. M. (Ed.). *Plastics to Energy*. [S.l.]: William Andrew Publishing, 2019, (Plastics Design Library). p. 147–172. ISBN 978-0-12-813140-4.
- [30] BALTZ, R. H.; DAVIES, J. E.; DEMAINE, A. L. References. In: *Manual of Industrial Microbiology and Biotechnology (3rd Edition)*. [S.l.]: American Society for Microbiology (ASM). ISBN 978-1-55581-512-7.
- [31] BRAHMACHARI, G.; DEMAINE, A. L.; ADRIO, J. L. 3.7.3 Packed Bed Bioreactor. In: *Biotechnology of Microbial Enzymes - Production, Biocatalysis and Industrial Applications*. [S.l.]: Elsevier. ISBN 978-0-12-803725-6.
- [32] FLUIDIZÁLÁS - Wikiwand. 2021. <https://www.wikiwand.com/hu/Fluidiz%C3%A1l%C3%A1s>.
- [33] FLICKINGER, M. C. Photobioreactors. In: *Encyclopedia of Industrial Biotechnology, Bioprocess, Bioseparation, and Cell Technology, Volumes 1-7*. [S.l.]: John Wiley & Sons. ISBN 978-0-471-79930-6.
- [34] LEE, C. *PhotoBioReactor Sculpture*. 2008.
- [35] PANDEY, A. et al. 18.2.2 Closed PBRs. In: *Biofuels - Alternative Feedstocks and Conversion Processes*. [S.l.]: Elsevier. ISBN 978-0-12-385099-7.
- [36] ECKERT, C. A.; TRINH, C. T. 19.3 Microalgal Photobioreactors. In: *Biotechnology for Biofuel Production and Optimization*. [S.l.]: Elsevier. ISBN 978-0-444-63475-7.
- [37] SHEN, Y. et al. Microalgae Mass Production Methods. *Transactions of the ASABE*, v. 52, p. 1275–1287, jul. 2009.
- [38] BĚLOHLAV, V.; JIROUT, T.; KRÁTKÝ, L. Možnosti realizace fotobioreaktorů v průmyslovém měřítku. p. 12.
- [39] GRIVALSKÝ, T. et al. Development of thin-layer cascades for microalgae cultivation: Milestones (review). *Folia Microbiologica*, v. 64, n. 5, p. 603–614, set. 2019. ISSN 0015-5632, 1874-9356.
- [40] OJAMAE, K. Growth physiology and photosynthetic performance of green microalgae mass culture grown in a thin-layer cascade. mar. 2021.
- [41] SINGH, L. K.; CHAUDHARY, G. 7.2.1.2 Closed Cultivation Systems (Photobioreactors). In: *Advances in Biofeedstocks and Biofuels, Volume 1 - Biofeedstocks and Their Processing*. [S.l.]: John Wiley & Sons. ISBN 978-1-119-11725-4.
- [42] BASILE, A.; DALENA, F. 14.2.2.1 Tubular Photobioreactor. In: *Second and Third Generation of Feedstocks - The Evolution of Biofuels*. [S.l.]: Elsevier. ISBN 978-0-12-815162-4.

- [43] POSTEN, C. Design principles of photo-bioreactors for cultivation of microalgae. *Engineering in Life Sciences*, v. 9, n. 3, p. 165–177, 2009. ISSN 1618-2863.
- [44] PIRES, J. C. M.; da Cunha Gonçalves, A. L. 8.4.1 Tubular Photobioreactors. In: *Bioenergy with Carbon Capture and Storage - Using Natural Resources for Sustainable Development*. [S.l.]: Elsevier. ISBN 978-0-12-816229-3.
- [45] NDIAYE, M. *Transfert de CO₂ et Stratégie d'apport Du Carbone Inorganique En Photobioréacteur*. Tese (Doutorado), set. 2016.
- [46] PAWAR, S. B. Process Engineering Aspects of Vertical Column Photobioreactors for Mass Production of Microalgae. *ChemBioEng Reviews*, v. 3, n. 3, p. 101–115, 2016. ISSN 2196-9744.
- [47] ENZING, C. et al. Microalgae-based products for food and feed sector: An outlook for Europe. jan. 2014.
- [48] YANG, S.-T. 19.2.2.1 Photo Bioreactors Ltd. (PBL) Photobioreactor. In: *Bioprocessing for Value-Added Products from Renewable Resources - New Technologies and Applications*. [S.l.]: Elsevier. ISBN 978-0-444-52114-9.
- [49] VARGAS, S.; Gómez-Pérez, C.-A.; ESPINOSA, J. A METHOD FOR THE DESIGN OF A CONTINUOUS MICROALGAE CULTURE PHOTOBIOREACTOR IN SERIES WITH RECIRCULATION SYSTEM. *CT&F - Ciencia, Tecnología y Futuro*, v. 7, n. 1, p. 101–115, mar. 2021.
- [50] WANG, B.; LAN, C. Q.; HORSMAN, M. Closed photobioreactors for production of microalgal biomasses. *Biotechnology Advances*, v. 30, n. 4, p. 904–912, jul. 2012. ISSN 0734-9750.
- [51] XU, L. et al. Microalgal bioreactors: Challenges and opportunities. *Engineering in Life Sciences*, v. 9, n. 3, p. 178–189, 2009. ISSN 1618-2863.
- [52] MIRÓN, A. S. et al. Growth and biochemical characterization of microalgal biomass produced in bubble column and airlift photobioreactors: Studies in fed-batch culture. *Enzyme and Microbial Technology*, v. 31, n. 7, p. 1015–1023, dez. 2002. ISSN 0141-0229.
- [53] PIRES, J. C. M.; da Cunha Gonçalves, A. L. 8.4.2 Flat Plate Photobioreactors. In: *Bioenergy with Carbon Capture and Storage - Using Natural Resources for Sustainable Development*. [S.l.]: Elsevier. ISBN 978-0-12-816229-3.
- [54] KLEIN, B. C.; BONOMI, A.; FILHO, R. M. Integration of microalgae production with industrial biofuel facilities: A critical review. *Renewable and Sustainable Energy Reviews*, v. 82, p. 1376–1392, fev. 2018. ISSN 1364-0321.
- [55] XU, J. et al. Strengthening flash light effect with a pond-tubular hybrid photobioreactor to improve microalgal biomass yield. *Bioresource Technology*, v. 318, p. 124079, dez. 2020. ISSN 0960-8524.
- [56] BASILE, A.; DALENA, F. 14.2.3 Hybrid Algal Systems. In: *Second and Third Generation of Feedstocks - The Evolution of Biofuels*. [S.l.]: Elsevier. ISBN 978-0-12-815162-4.

- [57] POSTEN, W.; CLEMENS, C. Principles of photobioreactor design. In: *Microalgal Biotechnology - Potential and Production*. [S.l.]: De Gruyter. v. 2012.
- [58] MORITA, M.; WATANABE, Y.; SAIKI, H. Evaluation of photobioreactor heat balance for predicting changes in culture medium temperature due to light irradiation. *Biotechnology and Bioengineering*, v. 74, n. 6, p. 466–475, 2001. ISSN 1097-0290.
- [59] PRUVOST, J. et al. Modeling dynamic functioning of rectangular photobioreactors in solar conditions. *AIChE Journal*, v. 57, n. 7, p. 1947–1960, 2011. ISSN 1547-5905.
- [60] POSTEN, W.; CLEMENS, C. Knowledge models for the engineering and optimization of photobioreactors. In: *Microalgal Biotechnology - Potential and Production*. [S.l.]: De Gruyter. v. 2012.
- [61] JUŘENA, T. et al. EULERIAN TRACKING OF CUMULATIVE LIGHT DOSE IN MICROALGAL PHOTOBIOREACTOR. In: *Engineering Mechanics 2020*. [S.l.: s.n.], 2020. p. 254–257.
- [62] DOUCHA, J.; STRAKA, F.; LÍVANSKÝ, K. Utilization of flue gas for cultivation of microalgae (*Chlorella* sp.) in an outdoor open thin-layer photobioreactor. *Journal of Applied Phycology*, v. 17, p. 403–412, out. 2005.
- [63] CIHELKA, J. *Solární Tepelná Technika*. 1.. ed. Praha: T.Malina, 1994.
- CIHELKA, Jaromír. *Solární tepelná technika*. Praha: T. Malina, 1994. ISBN 80-900759-5-9.
- . ISBN 80-900759-5-9.
- [64] GRIMA, E. M. et al. A study on simultaneous photolimitation and photoinhibition in dense microalgal cultures taking into account incident and averaged irradiances. *Journal of Biotechnology*, v. 45, n. 1, p. 59–69, fev. 1996. ISSN 0168-1656.
- [65] MEHLITZ, T. H. *Temperature Influence and Heat Management Requirements of Microalgae Cultivation in Photobioreactors*. Tese (Doutorado) — California Polytechnic State University, San Luis Obispo, California, fev. 2009.
- [66] ŠPLÍCHALOVÁ, B. L. STĚNA ZE SKLENĚNÝCH CIHEL PŘI POŽÁRU. p. 96.
- [67] KOSKY, P. et al. Chapter 12 - Mechanical Engineering. In: KOSKY, P. et al. (Ed.). *Exploring Engineering (Third Edition)*. Boston: Academic Press, 2013. p. 259–281. ISBN 978-0-12-415891-7.
- [68] MARSULLO, M. et al. Dynamic Modeling of the Microalgae Cultivation Phase for Energy Production in Open Raceway Ponds and Flat Panel Photobioreactors. *Frontiers in Energy Research*, v. 3, set. 2015. ISSN 2296-598X.
- [69] DUFFIE, J. A.; BECKMAN, W. A. Solar Engineering of Thermal Processes. p. 928.
- [70] CALCULATION of Moist Air Properties | Remak.Eu. <https://www.remak.eu/en/calculation-moist-air-properties>.

- [71] PEETERS, L. *INTERNAL(CONVECTION(COEFFICIENTS(FOR(BUILDING(SIMULATION(*. Sydney, 2011.
- [72] LEE, E. et al. Design tool and guidelines for outdoor photobioreactors. *Chemical Engineering Science*, v. 106, p. 18–29, mar. 2014. ISSN 0009-2509.
- [73] KETIFE, A. M. D. A.; JUDD, S.; ZNAD, H. A mathematical model for carbon fixation and nutrient removal by an algal photobioreactor. *Chemical Engineering Science*, v. 153, p. 354–362, out. 2016. ISSN 0009-2509.
- [74] ZHANG, D. et al. Dynamic modelling of *Haematococcus pluvialis* photoinduction for astaxanthin production in both attached and suspended photobioreactors. *Algal Research*, v. 13, p. 69–78, jan. 2016. ISSN 2211-9264.
- [75] DAS, A. et al. Mathematical modelling of flat plate biofilm photobioreactors with circular and rectangular configurations. *Biosystems Engineering*, v. 174, p. 66–79, out. 2018. ISSN 1537-5110.
- [76] YE, C. et al. Long-term joint effect of nutrients and temperature increase on algal growth in Lake Taihu, China. *Journal of Environmental Sciences*, v. 23, n. 2, p. 222–227, fev. 2011. ISSN 1001-0742.
- [77] CONCAS, A. et al. Comprehensive modeling and investigation of the effect of iron on the growth rate and lipid accumulation of *Chlorella vulgaris* cultured in batch photobioreactors. *Bioresource Technology*, v. 153, p. 340–350, fev. 2014. ISSN 0960-8524.
- [78] SHRIWASTAV, A.; THOMAS, J.; BOSE, P. A comprehensive mechanistic model for simulating algal growth dynamics in photobioreactors. *Bioresource Technology*, v. 233, p. 7–14, jun. 2017. ISSN 0960-8524.
- [79] VO, H. N. P. et al. A critical review on designs and applications of microalgae-based photobioreactors for pollutants treatment. *Science of The Total Environment*, v. 651, p. 1549–1568, fev. 2019. ISSN 0048-9697.
- [80] RUBIO, F. C. et al. A mechanistic model of photosynthesis in microalgae. *Biotechnology and Bioengineering*, v. 81, n. 4, p. 459–473, 2003. ISSN 1097-0290.
- [81] BRINDLEY, C. et al. Light regime optimization in photobioreactors using a dynamic photosynthesis model. *Algal Research*, v. 16, p. 399–408, jun. 2016. ISSN 2211-9264.

Seznam použitých symbolů

α	distribuční faktor
α_{air}	součinitel přestupu tepla
$\bar{\mu}$	Průměrná celková specifická míra růstu
ϵ	emisní poměr k dlouhovlnnému záření
η	Dynamická viskozita
Λ	latentní teplo
λ	součinitel tepelné vodivosti
μ_d	Rychlost rozpadu buněk
μ_x	Míra růstu řas
ν	kinematická viskozita
ω_s	tloušťka stěny fotobioreaktoru
ρ	Kinetika biomasového růstu
ρ_i	hustota
σ	Stefan-Boltzmanova konstanta
τ	hydraulická doba zdržení
τ_s	koeficient propustnosti záření
ε_s	emisivita fotobioreaktoru
A,B	frekvenční faktory
a,b,c	rozměry fotobioreaktoru
b	konstanta závislé aktivační energie
$c_{p,i}$	měrná tepelná kapacita
D	Rychlost ředění
D_L	Koeficient axiální disperze
e	monodova Konstanta
$E_{a,b}$	aktivační energie pro růst buněk
G	Teplo akumulované fotobioreaktorem
H	citelné teplo
h	měrná entalpie
I	lokální intenzita světla
I_i	ozáření reaktoru i
k	součinitel prostupu tepla
K_a	koeficient biomasové absorpce
K_d	míra ztráty biomasy
k_q	normalizovaná minimální kvóta N pro růst buněk
k_s	světelné saturační podmínky pro růst buněk
L	dlouhovlnná radiace ze vzduchu
L_{char}	Charakteristický rozměr
\dot{n}_i	hmotnostní průtok
M_i	molární hmotnost
\dot{n}_i	molární průtok
Nu	Nusseltovo číslo
p	hodnota případ od případu
P	Energie využitá fotosyntézou
P_{min}	minimální koncentrace biomasy

SEZNAM POUŽITÉ LITERATURY

P_i	kvóta vnitřních buněk substrátu v reaktoru i
p_i	tlak
Pr	Prandtlovo číslo
q	normalizovaná N kvóta
Q	objemový průtok
Q_i	teplo
r	objemová rychlost růstu biomasy
R	konverzní poměr
Re	Reynoldsovo číslo
S	plocha
S_{ic}	infračervené světlo
S_{in}	vstupní světlo
S_{out}	výstupní světlo
S_{uf}	ultrafialové světlo
S_i	koncentrace rozpuštěného substrátu v reaktoru i
T	teplota
t	čas
T_h	tloušťka biofilmu
u	rychlost kapaliny
\dot{v}_i	objemový průtok
V_i	Objem reaktoru i
w_i	hmotnostní zlomek
X,C	Koncentrace biomasy
X_i	Koncentrace biomasy v reaktoru i

Příloha A

Obsahem přiloženého souboru je model pro výpočet tepelné a hmotnostní bilance deskového fotobioreaktoru Cuvette. Soubor je možné upravovat v programu Excel.

- Naider J. BP model.zip
 1. Naider J. BP model.xls